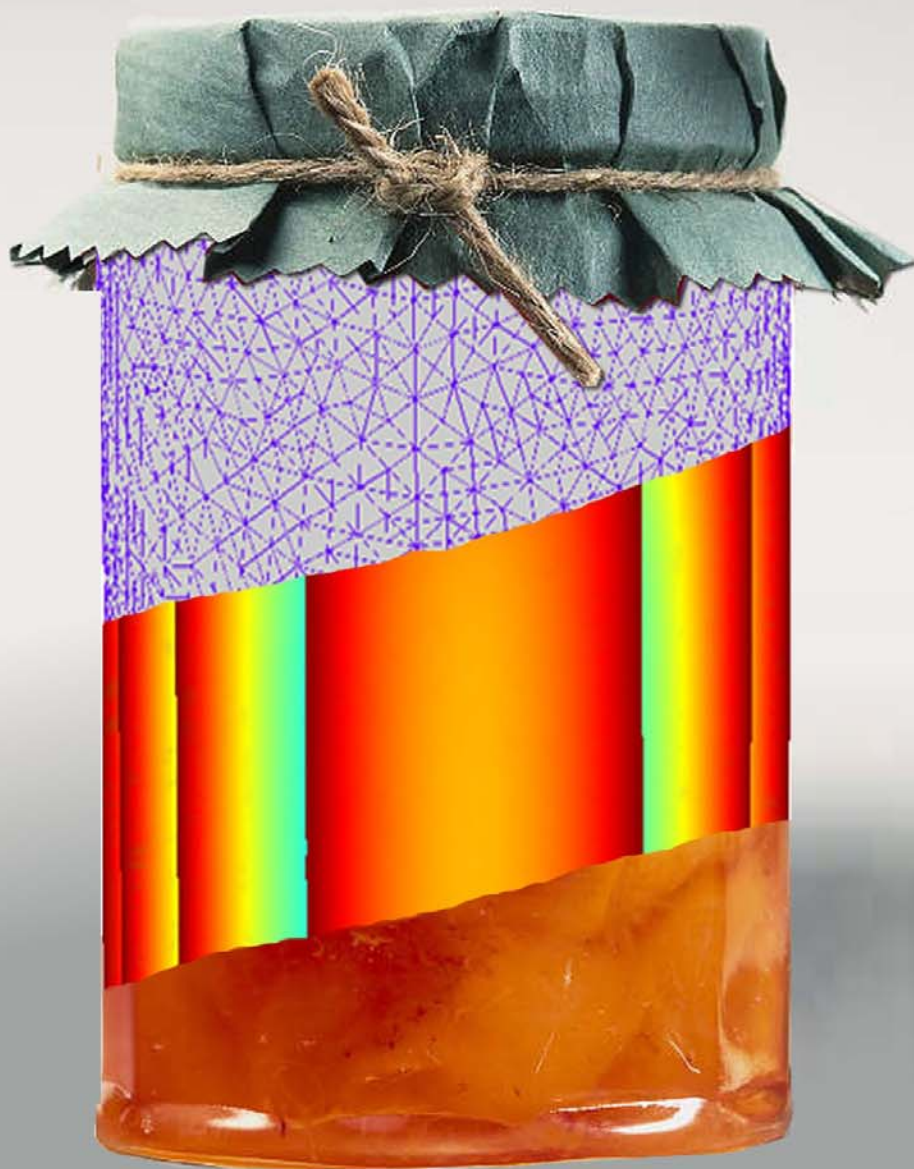


Trabajo de Tesis Doctoral

"Simulación y Optimización
del Tratamiento Térmico
de Alimentos Envasados
en Recipientes de Vidrio"



UNIVERSIDAD
NACIONAL DE LA PLATA
FACULTAD DE CIENCIAS
EXACTAS
DEPARTAMENTO DE
QUÍMICA

2010

Tesista: Lic. Alejandro R. Lespinard
Director: Dr. Rodolfo H. Mascheroni

Lespinard, Alejandro R.

Simulación y optimización del tratamiento térmico de alimentos envasados en recipientes de vidrio. - 1a ed. - La Plata : Universidad Nacional de La Plata, 2012. E-Book.

ISBN 978-950-34-0917-6

1. Química. 2. Tesis de Doctorado. I. Título
CDD 540.711

Fecha de catalogación: 12/11/2012

El presente trabajo de tesis, para optar por el título de Doctor de la Facultad de Ciencias Exactas de la Universidad Nacional de La Plata, fue realizado en el Centro de Investigación y Desarrollo en Criotecnología de Alimentos CIDCA (CONICET-UNLP), La Plata, Argentina.



CIDCA



UNLP

AGRADECIMIENTOS

Quisiera agradecer a:

El Dr Rodolfo Mascheroni por haberme dado la posibilidad de realizar esta tesis, por brindarme su apoyo, conocimientos y motivación para la ejecución de la misma.

A Sandro Goñi, Pablo Salgado, Ruth Bambicha y Luis Roche por colaborar en la realización de parte de esta tesis.

A ANPCYT y CONICET por haber financiado este trabajo.

A mis padres, Nelly y José por su amor y apoyo a seguir mi vocación a pesar de la distancia. En todo momento los tengo presentes.

A Claudia por su inmenso amor, por acompañarme siempre y elegirme para formar una familia aún lejos de los seres más queridos.

A mis hermanos, Patricia y Martín, por regalarme en estos años a mis sobrinas Constanza y Guillermina.

A todos mis compañeros y amigos del CIDCA por los momentos compartidos

A mis amigos de Santa Fe por estar siempre presentes.

Parte de los resultados obtenidos en esta Tesis fueron publicados en los siguientes trabajos:

- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Roche, L.; Mascheroni, R.H. “Modelado matemático de la transferencia de calor en alimentos particulados en medio líquido, envasados en recipientes de vidrio”. Workshop on mathematical modelling of energy and mass transfer processes, and applications: 45-46. Rosario – Argentina (2005).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Roche, L.; Mascheroni, R.H. “Modelling of heat transfer in glass jars with particulated foods immersed in a liquid medium. 4th International Conference on Simulation and Modelling in the Food and Bio Industry: 109-113. Nápoles – Italia (2006).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Mascheroni, R.H. “Desarrollo de un modelo de predicción y control de los tiempos de esterilización para obtener conservas con inocuidad microbiológica”. XIV Jornadas da Jovens Pesquisadores da AUGM: 119. Campinas – Brasil (2006).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Goñi, S.M.; Mascheroni R.H. “Optimization of mushrooms *Agaricus bisporus* blanching. Modeling of shrinkage, heat transfer and quality loss”. Joint Conference of EFFoST and EHEDG on Current Issues in Food Science and Engineering, Food Technology Plus Hygienic Food Processing and Equipment. Lisboa – Portugal (2007).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Goñi, S.M.; Mascheroni R.H. “Cambios de tamaño, color y textura durante el escaldado de champiñones. Modelado y optimización”. XI Congreso Argentino de Ciencia y Tecnología de los Alimentos: 170. Buenos Aires – Argentina (2007).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Goñi, S.M.; Mascheroni R.H. “Estimación y control de los tiempos de escaldado de hongos. Estudio de índices de calidad”. XV Jornadas de Jóvenes Investigadores. Asociación de Universidades del Grupo Montevideo (AUGM): 484. Asunción – Paraguay (2007).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Goñi, S.M.; Mascheroni R.H. “Escaldado de hongos (*Agaricus bisporus*). Simulación por elementos finitos utilizando geometrías 2D axisimétrica y 3D, con y sin malla móvil”. XVI Congreso sobre Métodos Numéricos y sus Aplicaciones: Mecánica Computacional vol. XXVI, 3590-3602. Córdoba – Argentina (2007).
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado P.R.; Mascheroni R.H. “Sigmoid model: Application to heat transfer in vegetable preserves sterilized in glass jars” *Latin American Applied Research* 38: 273-278 (2008). ISSN: 0327-0793
- ✓ Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Mascheroni, R.H. “Heat transfer and flow pattern during sterilization of liquid food packaged in glass jars”. Lespinaud, A.R.; Salgado, P.R.; Mascheroni, R.H. “Modelo matemático para determinar los tiempos de esterilización de alimentos líquidos envasados en frascos de diversos

tamaños”. XVI Jornadas de Jóvenes Investigadores. Asociación de Universidades del Grupo Montevideo (AUGM). Investigación, Integración y Desarrollo: 176 CD: 1509-1518. Montevideo- Uruguay (2008).

- ✓ Lespinard, A.R.; Salgado, P.R.; Mascheroni, R.H. “Simulación numérica de los perfiles de temperatura y velocidad durante la esterilización de alimentos líquidos envasados en frascos. Análisis de la orientación del frasco e influencia del espacio de cabeza”. XVII Congreso sobre Métodos Numéricos y sus Aplicaciones Mecánica Computacional vol. XXVII: 1581-1589. San Luis – Argentina (2008).
- ✓ Lespinard, A.R.; Goñi, S.M.; Salgado P.R.; Mascheroni, R.H. “Mushrooms blanching: Modelling of size variation and heat transfer and determination of quality indexes”. *Journal Food Engineering* 92: 8-17 (2009). ISSN: 0260-8774.
- ✓ Lespinard, A.R.; Goñi, S.M.; Mascheroni, R.H. “Simulación del tratamiento térmico de alimentos particulados en medio líquido envasados en frascos. Aplicación de un modelo de difusividad térmica efectiva”. II Congreso Internacional de Ciencia y Tecnología de los Alimentos, vol. I: 173. Córdoba-Argentina (2009).
- ✓ Lespinard, A.R.; Bambicha, R.; Agnelli, M.E.; Mascheroni, R.H. “Modelado de la transferencia de calor y variación de índices de calidad en mermeladas durante el proceso de pasteurización”. XVIII Congreso sobre Métodos Numéricos y sus Aplicaciones. Mecánica Computacional vol. XXVIII Tandil – Argentina (2009)

RESUMEN

El procesamiento térmico de alimentos envasados se practica desde principios del siglo XIX aún cuando en sus comienzos no se conocía que el mecanismo que permitía preservar los alimentos sometidos a este tratamiento se debía a la naturaleza lábil de los microorganismos frente a la acción del calor. Desde que en 1804, Nicolás Appert descubrió el principio de la esterilización, su uso en el procesamiento de alimentos ha ido incrementándose y sigue siendo ampliamente utilizado para atender la creciente demanda de alimentos a nivel mundial.

Por otro lado los consumidores actuales exigen cada vez más alimentos de mejor calidad, esto conlleva entonces a la necesidad de optimizar el procesamiento térmico. La optimización del procesamiento térmico de alimentos significa realizarlo en condiciones de mínimo abuso térmico, es decir, regular la temperatura y el tiempo para conseguir la cocción y destrucción de microorganismos, tratando de conservar sus características organolépticas y nutricionales. Para ello se debe dar especial énfasis al estudio y modelado de la transferencia de calor durante el proceso, tema en el cual ha habido significativos avances en los últimos años. No obstante, es aún necesario el desarrollo de modelos completos que incluyan conjuntamente las transferencias de calor y de masa (si corresponde) y las cinéticas de variación de índices de calidad (población microbiana, concentración de nutrientes, propiedades sensoriales, etc.).

Por otra parte, en la pasteurización y esterilización se ha dado gran importancia a los sistemas envasados en latas y recipientes plásticos y al procesamiento aséptico fuera de contenedores (continuo), pero casi ninguna al procesamiento de alimentos en recipientes de vidrio. De lo anterior se deduce la necesidad de realizar estudios que impliquen un conocimiento profundo de los procesos de transferencia de calor (y masa) y de los cambios físicos, químicos y microbiológicos que ocurren durante el procesamiento térmico de alimentos envasados en recipientes de vidrio. Esto posibilitará la adecuada elección de las condiciones trabajo, lo que llevará indefectiblemente a productos de mejor calidad.

DESCRIPCIÓN DE CONTENIDOS

En el presente trabajo de Tesis se aborda el estudio y modelado la transferencia de calor en alimentos conductivos, convectivos y mixtos envasados en recipientes de vidrio, durante el tratamiento térmico. Para alcanzar dicho objetivo se analizó el efecto de diferentes variables sobre la evolución de la temperatura del producto y los cambios en la calidad nutricional, organoléptica y microbiológica. Entre dichas variables podemos mencionar al estado y estructura del alimento, tamaño y forma del alimento, tamaño y forma del envase y perfil de temperatura del medio de calentamiento.

A continuación se describen brevemente los contenidos de cada uno de los capítulos que conforman esta Tesis:

En el **Capítulo 1** se hace una presentación general del tema, mencionando los antecedentes encontrados sobre el mismo. Se describen las diferentes etapas del proceso de producción de conservas, haciéndose especial énfasis en la etapa de procesamiento térmico. En este sentido se detallan los diferentes tipos de tratamientos térmicos, como así también los factores que afectan el proceso de transferencia del calor. Finalmente se modela la termodestrucción de microorganismos y de parámetros de calidad.

El **Capítulo 2** enumera los objetivos generales y específicos que se persiguen con este trabajo de Tesis.

En el **Capítulo 3** se identifican los diferentes mecanismos de transferencia de calor que pueden desarrollarse durante el tratamiento térmico de conservas de alimentos sólidos, líquidos y mixtos. Se presentan los modelados matemáticos de los mismos y sus métodos de resolución.

El **Capítulo 4** describe, en forma general, los materiales y la metodología empleada para validar los modelos de predicción de temperatura descriptos en el Capítulo 3 y evaluar las variaciones de índices de calidad durante el procesamiento térmico.

En los capítulos siguientes se presentan los resultados de esta Tesis, los cuales son divididos en capítulos clasificando a los alimentos en conserva en tres grandes grupos como ser: alimentos particulados en medio líquido (o bien denominados alimentos mixtos), alimentos líquidos y alimentos sólidos.

En el **Capítulo 5** se realiza el estudio y modelado de la transferencia de calor en alimentos mixtos, de diversas geometrías regulares (cilindros, cubos y esferas) y dimensiones, envasados en recipientes de vidrio de diferentes tamaños. Para esto se miden las temperaturas en partículas de polietileno de alta densidad (simulante)

inmersos en medio líquido y envasados en recipientes de vidrio durante el tratamiento térmico de esterilización. Las curvas de penetración del calor obtenidas son luego modeladas analíticamente por medio del *Método Fórmula*, el cual es ampliamente utilizado para la predicción de temperaturas en el procesamiento industrial de conservas. Con el mismo fin, se desarrolla también un *Modelo Sigmoideo* para predecir la variación de la temperatura en el centro térmico del alimento. Finalmente se compara la bondad de ambos modelos para predecir la evolución térmica de alimentos mixtos bajo las condiciones consideradas en este trabajo (temperatura del medio de calentamiento variable). Asimismo los parámetros del *Modelo Sigmoideo* se correlacionan con la longitud característica para cada geometría, y para los diferentes tamaños de envases, con el objetivo de poder efectuar la simulación térmica de cuerpos de dimensiones distintas a las estudiadas en este trabajo. Por último se acoplan, a dichos modelos, cinéticas de variación de índices de calidad y de supervivencia de microorganismos, y se determinan los tiempos de procesamiento necesarios para obtener conservas con inocuidad microbiológica y mínimas pérdidas de calidad.

En una segunda parte de este Capítulo (Sección 5.2) se plantea como objetivo el diseño y optimización del proceso de pasteurización, aplicado a conservas de alimentos particulados en medio líquido. Para ello se evalúan, las variaciones en índices de calidad experimentales y simulados en sistemas mixtos de conservas de tomates en salmuera luego de la aplicación de distintos tratamientos de pasteurización. Para esto se diseñan tres procesos de pasteurización con distintas temperaturas máximas del medio de calentamiento y distintos tiempos de procesamiento, a los efectos de alcanzar una misma inactivación microbiana. Para las experiencias se preparan conservas de tomates cherries en salmuera envasadas en frascos de vidrio de 660 cm³ y se mide la temperatura en el centro geométrico de un tomate ubicado en el centro térmico del frasco, en el líquido cobertura y en el autoclave. Posteriormente es desarrollado un modelo matemático para describir la transferencia de calor conductiva a través del tomate. El mismo se resuelve por medio del método de elementos finitos, considerando condiciones de contorno naturales y propiedades termo-físicas dependientes de la temperatura. A su vez se determinan índices de calidad como la firmeza, el color y los valores de cocción superficial y medio empleando una cinética acoplada al modelo matemático. Posteriormente se evalúa la validez de la implementación de dichas cinéticas de variación de índices de calidad para predecir variaciones de factores de calidad como textura y color. Finalmente se seleccionan las condiciones óptimas de

proceso de acuerdo a las variaciones de calidad encontradas para los diferentes procesos.

En el **Capítulo 6** se modela la transferencia de calor y masa en alimentos particulados de geometría irregular (champiñones), durante el proceso de escaldado y de esterilización. Para el proceso de escaldado se desarrolla una cinética de cambio del tamaño del hongo en función de la temperatura del baño, que permite determinar de manera práctica y sencilla los tiempos de escaldado necesarios para alcanzar una determinada reducción de tamaño. A su vez se evalúa la actividad de la enzima polifenoloxidasas (PFO), luego de cada proceso de escaldado, siendo este considerado como otro parámetro de finalización del proceso. Asimismo se desarrolla un modelo de simulación de la transferencia de calor a través del hongo; resuelto por medio del método de elementos finitos con propiedades termo físicas constantes y considerando contracción volumétrica (malla móvil). Además se evalúan parámetros de calidad como: color, textura y valor de cocción, este último obtenido a partir del modelo de simulación. Se determina, dependiendo de la temperatura de escaldado, cual de los dos parámetros mencionados anteriormente es el factor limitante del tiempo de proceso. Finalmente se optimiza el proceso a partir de las variaciones de calidad experimentales y cinéticas encontradas para las diferentes condiciones de proceso analizadas.

Por su parte para el proceso de esterilización se desarrolla un modelo de transferencia de calor y masa que permite predecir la evolución y distribución de la temperatura y concentración de agaritina en la fase líquida y en la fase sólida durante su procesamiento térmico. A este modelo se le acoplan cinéticas de destrucción térmica de microorganismos y de componentes antinutricionales como la agaritina, lo que permite determinar la variación de los mismos durante el proceso y establecer el factor limitante del tiempo de proceso.

En el **Capítulo 7** se emplea la técnica de Flujo dinámico Computacional (FDC) para simular los perfiles de temperatura y velocidad durante el calentamiento por convección natural para un alimento líquido viscoso envasado en frascos de vidrio, de distintos volúmenes y dimensiones. En el modelo de simulación se emplean las propiedades de carboximetil celulosa (CMC) (0,85 % P/P), como simulante de alimentos líquidos de alta viscosidad. A partir de los resultados obtenidos por el modelo se analiza el efecto del aspecto geométrico del envase en la distribución de temperaturas, el patrón de flujo, la localización de la zona de calentamiento lento y el

valor de cocción. Finalmente se desarrolla un modelo matemático simple de predicción del tiempo de esterilización, en función de las dimensiones del envase.

En el **Capítulo 8** se desarrolla un modelo de simulación que describe la transferencia de calor durante el proceso de pasteurización y enfriamiento de alimentos sólidos. Para esto se implementa un modelo de transferencia del calor conductiva, con temperatura externa variable, el cual se resuelve por medio del método de elementos finitos. Para determinar las variaciones de calidad en el producto se evalúan experimentalmente parámetros de calidad como textura y color. Por otro lado, las temperaturas obtenidas por simulación son acopladas a un modelo cinético de variación de calidad obteniéndose así el valor de cocción medio y superficial. Para validar el modelo de simulación se mide la temperatura en mermeladas de kiwi envasadas en frascos de diferentes volúmenes durante su tratamiento térmico. Por último, a los efectos de optimizar el proceso se emplea el modelo desarrollado para predecir la evolución de las temperaturas y evaluar las pérdidas nutricionales en dos tratamientos térmicos equivalentes, uno de temperatura externa constante (CRT) y el otro donde se aplica un perfil de temperatura variable (VRT).

Finalmente en el **Capítulo 9** se describen las conclusiones generales de este trabajo de Tesis

INDICE

CAPÍTULO 1: Introducción

1.1 Presentación del tema.....	1
1.2. Antecedentes.....	2
1.3. Características generales del procesamiento térmico de alimentos.....	3
1.3.1. Pretratamiento del producto.....	5
1.3.2. Llenado del envase.....	5
1.3.3. Evacuación de gases.....	6
1.3.4. Cerrado del envase.....	6
1.3.5. Tratamiento térmico.....	6
1.3.6. Enfriamiento.....	6
1.3.7. Almacenamiento y análisis microbiológicos.....	6
1.4. Procesamiento térmico.....	6
1.4.1. Pasteurización.....	7
1.4.2. Esterilización.....	8
1.4.3. Esterilización industrial.....	8
1.4.3.1. Esterilización antes del envasado.....	8
1.4.3.2. Esterilización tras el envasado.....	8
1.4.4. Tindalización.....	9
1.5. Factores que afectan la transferencia del calor	9
1.6. Termorresistencia de los microorganismos.....	11
1.6.1. Modelado matemático de la termodestrucción microbiana.....	12
1.7. Termodestrucción de parámetros de calidad.....	21

CAPÍTULO 2. Objetivos

2.1 Objetivo General.....	24
2.2. Objetivos específicos.....	24

CAPÍTULO 3: Análisis de la transferencia y modelado matemático

3.1. Mecanismos de transferencia de calor	26
3.1.1. Análisis e identificación de los mecanismos de transmisión de calor.....	27
3.2. Modelado matemático.....	31

3.2.1	Transferencia de calor por conducción.....	31
3.2.2.	Transferencia de calor por convección.....	34
3.3.	Métodos analíticos.....	36
3.4.	Métodos numéricos.....	37
3.4.1.	El método de los elementos finitos.....	41
3.4.1.1.	Fundamentos básicos del método de elementos finitos.....	42
3.4.1.2.	El método de elementos finitos aplicado a problemas de transferencia de calor por conducción.....	45
CAPÍTULO 4: Materiales y Métodos		
4.1.	Sistema de autoclave.....	47
4.2.	Procesamiento térmico.....	48
4.3.	Adquisición de temperaturas.....	49
4.4.	Características de las muestras procesadas.....	50
4.5.	Determinación de parámetros de calidad.....	51
4.5.1.	Color.....	51
4.5.2.	Textura.....	51
4.5.3.	Valor de cocción.....	52
4.6.	Análisis estadístico.....	52
4.7.	Software de simulación.....	53
CAPÍTULO 5: Alimentos Particulados de Geometrías Regulares en Medio Líquido		
5.1.	Introducción.....	54
5.1.1.	Sistemas modelos de cilindros, cubos y esferas de polietileno de alta densidad.....	58
5.1.2.	Materiales y Métodos.....	58
5.1.2.1.	Muestras.....	58
5.1.2.2.	Procesamiento térmico.....	58
5.1.2.3.	Adquisición de temperaturas.....	59
5.1.2.4.	Modelado de la penetración del calor.....	60
5.1.2.5.	Cálculo de la letalidad microbiana	61
5.1.2.6.	Validación del modelo.....	62
5.1.3.	Resultados y Discusión.....	62

5.1.4. Conclusiones.....	74
5.2. Optimización del procesamiento térmico de conservas mixtas.....	76
5.2.1. Conservas de tomates.....	76
5.2.2. Materiales y Métodos.....	77
5.2.2.1. Muestras.....	77
5.2.2.2. Adquisición de temperaturas.....	77
5.2.2.3. Procesamiento térmico.....	78
5.2.2.4. Modelado de la penetración del calor.....	78
5.2.2.5. Determinación de parámetros de calidad.....	79
5.2.2.5.1. Textura.....	79
5.2.2.5.2. Color.....	79
5.2.2.5.3. Valor de cocción superficial.....	80
5.2.3. Resultados y Discusión.....	80
5.2.4. Conclusiones.....	88
 CAPÍTULO 6: Alimentos Particulados de Geometría Irregular en Medio Líquido	
6.1. Proceso de escaldado.....	89
6.1.1. Introducción.....	89
6.1.2. Materiales y Métodos.....	90
6.1.2.1. Muestras.....	90
6.1.2.2. Tratamientos térmicos.....	90
6.1.2.3. Adquisición de imágenes y determinación tamaños.....	91
6.1.2.4. Reconstrucción de la geometría del hongo.....	93
6.1.2.5. Modelado de la penetración de calor.....	94
6.1.2.6. Adquisición de temperaturas.....	95
6.1.2.7. Validación del modelo	95
6.1.2.8. Evaluación de índices de calidad.....	95
6.1.2.8.1. Valor de cocción.....	95
6.1.2.8.2. Medición de textura.....	96
6.1.2.8.3. Medición de color.....	96
6.1.2.8.4. Actividad enzimática (Polifenoloxidasas).....	97
6.1.2.9. Análisis estadístico.....	97
6.1.3. Resultados y Discusión.....	97

6.1.3.1. Variación de tamaño.....	97
6.1.3.2. Simulación de la distribución de temperaturas.....	102
6.1.3.3. Valor de cocción.....	107
6.1.3.4. Textura.....	107
6.1.3.5. Color y actividad enzimática de la Polifenoloxidasas.....	108
6.1.4. Conclusiones.....	110
6.2. Proceso de esterilización.....	111
6.2.2. Materiales y Métodos.....	111
6.2.2.1. Muestras.....	111
6.2.2.2. Procesamiento térmico.....	112
6.2.2.3. Modelado de la transferencia de calor y masa.....	113
6.2.2.4. Adquisición de temperaturas.....	116
6.2.3. Resultados y Discusión.....	116
6.2.4. Conclusiones.....	122

CAPÍTULO 7: Alimentos Líquidos

7.1. Introducción.....	123
7.2. Materiales y Métodos.....	124
7.2.1. Formulación del problema.....	124
7.2.2. Modelo de simulación.....	126
7.2.3. Validación del modelo.....	129
7.2.4. Determinación del tiempo de esterilización.....	130
7.2.5. Valor de cocción.....	130
7.3. Resultados y Discusión.....	130
7.3.1. Perfiles de temperatura y velocidad.....	130
7.3.2. Localización de la zona de calentamiento lento.....	134
7.3.3. Influencia del aspecto geométrico sobre el tiempo de esterilización.....	137
7.3.4. Valores de cocción.....	139
7.4. Conclusiones.....	140

CAPÍTULO 8: Alimentos Sólidos

8.1. Introducción.....	141
8.2. Materiales y Métodos.....	142
8.2.1. Preparación de las muestras.....	142

8.2.2. Procesamiento térmico.....	144
8.2.3. Modelo de simulación.....	144
8.2.4. Validación del modelo de simulación.....	146
8.2.5. Estimación del tiempo de proceso.....	146
8.2.6. Evaluación de índices de calidad.....	146
8.2.6.1. Valor de cocción.....	146
8.2.6.2. Textura.....	146
8.2.6.3. Color.....	147
8.3. Resultados y Discusión.....	147
8.3.1. Perfiles de temperaturas-validación del modelo de simulación.....	147
8.3.2. Variación de índices de calidad.....	149
8.3.3. Análisis de procesos térmicos equivalentes – optimización.....	151
8.4. Conclusiones.....	154
 CAPÍTULO 9: Conclusiones Generales.....	 155
 NOMENCLATURA.....	 157
 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	 160
 APÉNDICES.....	 172

CAPÍTULO 1

Introducción

1.1. Presentación del tema

Uno de los principales propósitos de la industria alimenticia es la conservación de los alimentos. Para esto se han desarrollado diferentes procesos con el objetivo de prolongar el período en que los mismos permanecen aptos para su consumo, permitiendo la disponibilidad de una gran variedad de productos en cualquier época del año. Entre ellos la esterilización por calor representa uno de los procesos más eficientes y económicos para tal fin. El mismo extiende el período de aptitud y lo hace más seguro para el consumo humano, por inactivación térmica de enzimas deteriorativas y destrucción de microorganismos patógenos. Desde que en 1804, Nicolás Appert descubrió el principio de la esterilización, su uso en el procesamiento de alimentos ha ido creciendo y sigue siendo ampliamente utilizado para atender la creciente demanda de alimentos a nivel mundial.

En la Argentina se ha producido, en los últimos años, un aumento significativo de pequeñas industrias elaboradoras de conservas artesanales de frutas y hortalizas (caseras, orgánicas, etc.) debido a su alto valor agregado (<http://www.alimentosargentinos.gov.ar>). Todos estos productos son por lo general envasados en recipientes de vidrio transparente, cerrados herméticamente y luego sometidos a un proceso térmico de esterilización, en autoclaves, para asegurar así su inocuidad microbiológica y prolongar su vida útil (Wang *et al.*, 2003). Sin embargo, por lo general en estos casos, el proceso de esterilización es frecuentemente sobredimensionado, empleándose altas temperaturas por largos períodos de tiempos, lo que puede afectar negativamente tanto la calidad sensorial como nutricional del alimento, representar gastos excesivos de energía y resultar en una subutilización de la capacidad de la planta procesadora. A su vez, en este tipo de productos la calidad visual o apariencia del mismo es el principal factor que el consumidor toma en cuenta en el momento de efectuar su compra (Marra y Romano, 2001). Por esto resulta de gran importancia, el diseño del proceso térmico de manera de provocar en el producto el menor cambio posible en el color, la forma y la apariencia general.

Por otro lado, en el desarrollo de productos alimenticios la mayor parte de los costos está concentrada en el diseño, construcción de prototipos y etapas de prueba. Estas últimas por lo general conllevan una alta carga de trabajo experimental y de personal entrenado. Asimismo, los métodos experimentales son limitados por el número de parámetros que pueden ser estudiados, esta falta de información hace difícil la

correcta evaluación del proceso que permite optimizar la calidad del alimento (Martins, 2006). A su vez, las mediciones instrumentales están sujetas a limitaciones operacionales y proveen solamente valores discretos de información.

Por su parte, la simulación computacional ha resultado ser una valiosa herramienta para predecir cambios en la calidad nutricional, sensorial y microbiológica de alimentos, como también en la optimización de procesos y condiciones de almacenamiento, minimizando los procedimientos experimentales de prueba y error. Esta técnica es capaz de dar información continua y detallada en el tiempo y el espacio, del fenómeno de transferencia de calor desarrollado en estos sistemas.

En las últimas dos décadas del siglo XX y los primeros años del presente, se han ido incrementando los estudios sobre el análisis de los fenómenos de transporte que se presentan durante el tratamiento térmico de los alimentos envasados, así como el desarrollo de sistemas de simulación de procesos que permiten determinar el efecto de distintas variables sobre dichos fenómenos y la efectividad del tratamiento (Welti Chanes, *et al.*, 2005). No obstante, dichos estudios se han realizado principalmente en alimentos envasados en latas o envases de plástico y en el procesamiento aséptico del alimento fuera del recipiente (continuo), existiendo muy pocos sobre alimentos envasados en frascos de vidrio (Maroulis y Saravacos, 2003). Además en la mayoría de ellos se han utilizado sistemas de autoclaves industriales los cuales, a diferencia de las autoclaves empleadas en emprendimientos artesanales, presentan un perfil constante de temperatura.

1.2. Antecedentes

Como ya se expresó anteriormente, en los últimos años hubo un importante desarrollo en estudios de transferencia de calor, cinéticas de pérdida de calidad y destrucción de microorganismos y en la optimización general del procesamiento de alimentos envasados en recipientes metálicos y plásticos y en tratamiento aséptico (fuera del envase), pero no en el de procesamiento en recipientes de vidrio (Durance, 1997; Holdsworth, 1997; Balsa-Canto *et al.*, 2002 a, 2002b, Banga *et al.*, 2003).

En lo que respecta al procesamiento de alimentos en recipientes de vidrio, de importancia para la industria local, en la bibliografía encontramos muy pocas referencias sobre el tema (Bimbenet y Michiels, 1974, Naveh *et al.*, 1983, Akterian y Fikin, 1994, Akterian, 1995, Abril *et al.*, 1998) fuera de lo realizado por este grupo de

trabajo (Márquez *et al.*, 1998, 2001, 2002, 2003), donde se utilizaron funciones de transferencia para el análisis de problemas de transferencia de calor. Esto se debe, tal vez, a la menor escala de los sistemas de proceso de recipientes de vidrio, lo que le quita interés a las grandes industrias y asociaciones de industriales para invertir en su estudio.

Por otra parte, una de las características del procesamiento a pequeña escala en recipientes de vidrio es que las condiciones de temperatura externa son en muchos casos variables en el tiempo. Sin embargo en la mayoría de los métodos conocidos y de fácil aplicación para la predicción de temperaturas se considera una temperatura externa constante, con un valor para el calentamiento y otro para el enfriamiento (métodos de Bigelow, Ball, Gillespy y Stumbo). Los autores presentan tablas que permiten analizar y calcular parámetros de las curvas de penetración de calor experimentales. Cuando estos métodos fueron desarrollados el uso de tablas o gráficos para presentar resultados que pudieran extenderse a otras situaciones era inevitable, pero en la actualidad la implementación del cálculo numérico asociado a computadoras nos lleva a resolver el problema desde otra perspectiva más precisa. En este sentido el modelado numérico ha resultado ser, en los últimos años, una herramienta eficiente para la simulación de procesos térmicos en la industria alimenticia. La aplicación de métodos numéricos tales como diferencias finitas, elementos finitos y volúmenes finitos ha dado como resultado la producción de numerosos modelos de simulación en el área de alimentos (ver **Tablas 3.1 y 3.2**). Sin embargo la precisión de estos modelos puede aún mejorarse con la obtención de más información sobre los coeficientes de transferencia de calor y masa en la superficie, propiedades del alimento, cambio del volumen durante el proceso y el desarrollo de análisis de sensibilidad para justificar las simplificaciones realizadas en los modelos. Más investigaciones deben ser orientadas a incorporar a los modelos de transferencia de calor y masa otros modelos para evaluar la seguridad y la calidad de los alimentos procesados térmicamente (Wang y Sun, 2003).

1.3. Características generales del proceso de producción de conservas de frutas y hortalizas

El Código Alimentario Argentino (CAA) define a las conservas de frutas u hortalizas como productos de origen vegetal que envasados en forma hermética, han sido sometidos antes o después de su envasado a procesos de conservación autorizados y cuyas materias primas deben cumplir con las siguientes características:

- a) Ser recolectadas con estado de madurez fisiológica.
- b) Ser frescas (no tener más de 72 horas de cosechadas) o conservadas por métodos que no modifiquen sus caracteres organolépticos principales.
- c) Encontrarse libres de insectos, parásitos, enfermedades criptogámicas.
- d) Limpias.

A continuación, en la **Figura 1.1.** se ilustran las diferentes etapas que conforman un proceso de elaboración de conservas.

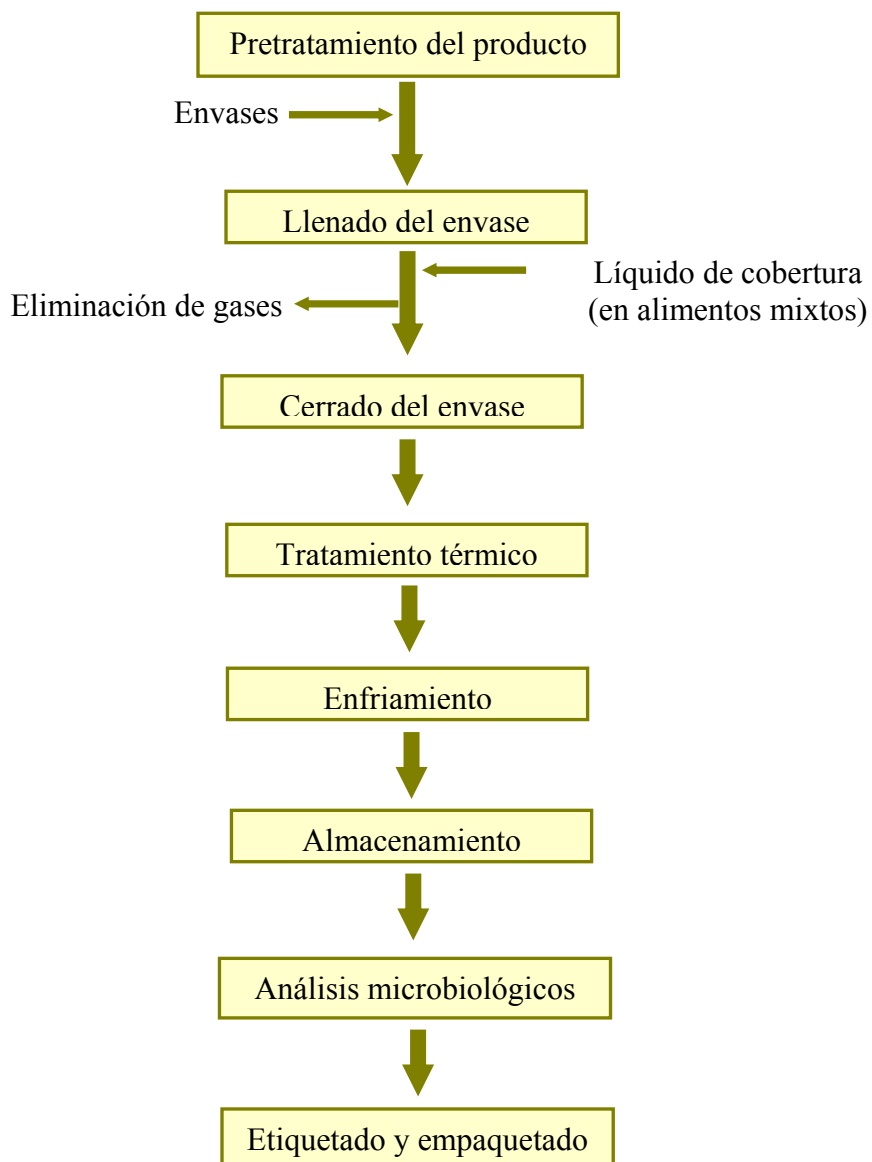


Figura 1.1. Etapas del proceso de producción de conservas.

Este método de elaboración es básicamente el mismo para los diferentes tipos de conservas, ya sea se traten de alimentos sólidos, líquidos o mixtos. A continuación son descritas las distintas etapas que comprende el mismo:

1.3.1. Pretratamiento del producto

El escaldado es uno de los pretratamientos mayormente empleados, este consiste en someter al producto a temperaturas de 95 a 100°C durante unos minutos. Su principal finalidad es inactivar o destruir enzimas que puedan originar alteraciones en el producto durante el almacenamiento. Entre ellas podemos mencionar a la polifenoloxidasas responsable del pardeamiento, y a las proteasas y lipasas las cuales producen cambios en el flavour de los alimentos.

Otra finalidad es la eliminación del aire presente en el vegetal en los espacios intracelulares de los tejidos. Esto hace que el producto incremente su densidad, evitando que flote en el líquido. Además, facilita la operación del llenado del envase.

Este proceso mismo puede desarrollarse en medio neutro o ácido. Cuando se desea bajar el pH de alguna hortaliza, se le adiciona algún ácido orgánico al agua de escaldado (generalmente ácido cítrico) en cantidades tales que luego del escaldado la hortaliza adquiera un pH menor a 4,5.

Otro de los procesos que suele incluirse en esta etapa es la rehidratación si la materia prima se presenta deshidratada. En este caso (arvejas el más común), se sumerge el producto en tanques o rehidratadores discontinuos.

1.3.2. Llenado del envase

Consiste en la colocación del producto dentro del envase, ya sea manualmente o por medio de dosificadoras. En el caso de alimentos mixtos, también se incorpora el líquido de cobertura. En esta operación se debe tener en consideración el espacio de cabeza (espacio de aire entre el producto y la tapa) que se desea obtener, el mismo generalmente representa aproximadamente un 10% del volumen del envase y depende de la consistencia del producto y tamaño del envase.

1.3.3. Evacuación de gases

La eliminación de gases se realiza con el propósito de eliminar el oxígeno, a los fines de impedir la corrosión en el caso de alimentos en latas e inhibir el desarrollo de microorganismos aeróbicos.

Esta operación puede llevarse a cabo mediante:

- ✓ Calentamiento en baño de agua o túneles de vapor.
- ✓ Aplicación de vacío.
- ✓ Inyección de vapor en el espacio de cabeza.
- ✓ Combinación de los anteriores.

1.3.4. Cerrado del envase

En esta etapa se produce el cerrado automático o manual del envase por medio de tapas metálicas o plásticas.

1.3.5. Tratamiento térmico

Existen diversos procesos de tratamiento con calor, siendo la pasteurización y la esterilización los dos más utilizados para el procesamiento térmico de conservas. La elección de un método u otro depende de las características del producto (pH, la carga microbiana inicial, entre otros), esto es detallado en la Sección 1.4.

1.3.6. Enfriamiento

Inmediatamente después del tratamiento térmico el producto debe ser enfriado lo más rápido posible a los efectos de evitar la sobrecocción del mismo y en menor medida para eliminar microorganismos. El mismo puede efectuarse por inmersión directa en agua o por aplicación mediante rociadores de agua. Cuando se esteriliza a presión, la primera etapa del enfriamiento debe hacerse a presión en general dentro del mismo autoclave, para evitar la consecuente deformación de las latas, ruptura y/o aflojamiento de tapas en envases de vidrio. En el caso de latas el enfriamiento se produce hasta unos 38°C, para que la superficie, todavía caliente, seque rápido y así evitar la corrosión de la misma. En el caso de frascos de vidrio, el enfriamiento si es por inmersión, en general, se realiza en más de una etapa, debido a que vidrio solo resiste saltos térmicos inferiores a 40°C.

1.3.7. Almacenamiento y análisis microbiológicos

Las conservas con pH mayores a 4,5 deben ser almacenadas por un período de cuarenta días a 35°C antes de su comercialización, a los fines de identificar aquellos lotes que hayan sido esterilizados o pasteurizados inadecuadamente, mediante análisis microbiológicos que determinan la presencia y desarrollo de microorganismos patógenos durante este lapso de tiempo.

1.4. Procesamiento térmico

Los alimentos por lo general no son estables y por tanto, debe emplearse algún método de procesamiento para preservarlos y lograr mayores tiempos de

almacenamiento. Entre las técnicas empleadas para la conservación de los alimentos se encuentra el tratamiento térmico que permite eliminar microorganismos e inactivar las enzimas que pudiesen alterar el producto y hacerlo inapropiado para su consumo. Sin embargo, este tipo de tratamiento presenta algunos inconvenientes, por los cambios que ocurren en el producto y que afectan a la calidad sensorial y al valor nutritivo del mismo, como ser la destrucción de vitaminas, desnaturalización de proteínas, caramelización de azúcares, gelificación de almidones, destrucción de pigmentos, modificación de sabores y texturas, pérdidas y cambios de aroma e incluso producción de sustancias tóxicas.

Un tratamiento térmico debe diseñarse de forma que se consigan resultados deseables como son la inactivación enzimática, el ablandamiento de tejidos, la mejora de la digestibilidad, etc., y se minimicen los indeseables (destrucción de nutrientes, pérdida de calidad sensorial, etc.).

La elección del tratamiento térmico más apropiado dependerá de los siguientes factores: estado físico del alimento (líquido, sólido, pastoso, mixto), pH, estabilidad requerida en el producto final y susceptibilidad al deterioro. El tratamiento térmico debe ser capaz de destruir los microorganismos patógenos y a su vez conservar lo máximo posible sus atributos de calidad. Esto se consigue diseñando las condiciones de tiempo y temperatura que satisfagan ambos requerimientos.

A los efectos de tratar térmicamente un alimento con el objeto de destruir los microorganismos presentes en el mismo, se puede recurrir a diferentes procedimientos como son: el escaldado, la pasteurización, la esterilización, la cocción, el horneado con calor directo a alta humedad y el freído, entre otros. A continuación son descriptos los tratamientos térmicos mayormente empleados en la industria alimenticia para la producción de conservas.

1.4.1. Pasteurización

Es un tratamiento térmico que utiliza temperaturas inferiores a 100°C, y tiene por objetivo disminuir significativamente la carga microbiana del producto. Se aplica a productos ácidos o poco ácidos, que se desean conservar por un período corto tiempo, o a alimentos poco ácidos en combinación con otros métodos de conservación (conservación química, radiación UV, etc).

1.4.2. Esterilización

Es la eliminación total de microorganismos por acción del calor. En algunos alimentos es casi imposible la eliminación completa de los microorganismos, ya que esto requeriría tratamientos térmicos muy severos, y por consiguiente disminuiría considerablemente la calidad organoléptica y nutricional del producto.

1.4.3. Esterilización industrial

Es un tratamiento térmico de alta intensidad realizado a temperaturas superiores a 100°C, que se aplica para conseguir la esterilización comercial permitiendo que el producto sea suficientemente estable como para permanecer inalterable durante un largo período de almacenamiento a temperatura ambiente.

En este proceso se busca eliminar los microorganismos patógenos y aquellos que ponen en riesgo la estabilidad del producto en condiciones normales de almacenamiento.

Generalmente, se aplica a productos poco ácidos en los que puede desarrollarse el *Clostridium botulinum*.

Por su parte, la esterilización puede ser aplicada antes o después del envasado según las características del alimento:

1.4.3.1. Esterilización antes del envasado

Se aplica a alimentos líquidos, cuya viscosidad permite transportarlos mediante el empleo de bombas. Para esto se utiliza un circuito cerrado, en la que el líquido circula sometándose el mismo a etapas de precalentamiento, esterilización, enfriamiento y envasado aséptico. Este tratamiento suele denominarse *Ultra Alta Temperatura (UAT)* y afecta poco a las propiedades organolépticas del alimento además de ahorrar tiempo, mano de obra, energía y espacio.

1.4.3.2. Esterilización tras el envasado

La aplicación del tratamiento térmico en los productos envasados generalmente requiere de tratamientos previos antes del cierre. En el caso de algunos productos sólidos estos se deben escaldar o cocer previamente, para luego proceder a adicionar el líquido de cobertura, cerrado hermético del envase, la esterilización y el enfriado final.

1.4.4. Tindalización

Este tratamiento es también denominado esterilización intermitente, y consiste básicamente en tratamientos térmicos repetitivos con descansos entre ellos de aproximadamente 24 horas. En el primer tratamiento se destruyen las formas vegetativas, mientras que las esporuladas que sobreviven vuelven a la forma vegetativa durante el reposo, para luego ser tratadas nuevamente con calor. En general se efectúan tres tratamientos en este tipo de método.

1.5. Factores que afectan la transferencia del calor

La forma en la que el calor es transferido en un alimento envasado, y por ende el tiempo de procesamiento necesario, depende de la naturaleza del producto y del tipo de envase. La velocidad de penetración del calor y su acción sobre los microorganismos y los constituyentes del alimento requiere un conocimiento de sus propiedades intrínsecas, así como de los factores externos capaces de producir alteraciones en su composición, los cuales son detallados en la **Tabla 1.1**.

Tabla 1.1. Factores que afectan la penetración del calor (Holdsworth, 1997).

<i>Factores relativos al proceso</i>	
Tipo y perfil de temperatura del autoclave	<p><i>Autoclaves estáticas:</i> la temperatura aumenta lentamente y existe un retardo importante en el calentamiento del producto con respecto a la temperatura del autoclave.</p> <p><i>Autoclaves rotativas:</i> el calentamiento comienza instantáneamente y este es más uniforme.</p>
Tiempo de proceso	A mayor tiempo de proceso mayor penetración de calor, y la temperatura del producto tiende a alcanzar la temperatura del medio de calentamiento.
Medio de calentamiento	La temperatura en la superficie del envase depende del coeficiente de transferencia de calor externo, h . El vapor tiene un alto valor de h , pero para agua o mezcla de aire con vapor este depende de la velocidad y de factores geométricos.

Tabla 1.1. Factores que afectan la penetración del calor (Holdsworth, 1997).

(Continuación)

<i>Factores relativos al proceso</i>	
Agitación del envase	La agitación y rotación del envase mejoran la transferencia de calor interna, dependiendo de la velocidad con la que se realicen y del espacio de cabeza.
<i>Factores relativos al producto</i>	
Consistencia	La composición, la consistencia y el comportamiento reológico controlan la velocidad de penetración del calor.
Temperatura inicial	El proceso es muy sensible a la temperatura inicial, especialmente en productos que se calientan por conducción.
Contenido microbiológico inicial	La severidad del proceso depende de la carga microbiológica inicial, el empleo de materias primas con menor contaminación disminuye el tiempo de proceso.
Propiedades termofísicas	La difusividad térmica es el factor de control más importante. Esta es aproximadamente igual a la del agua en la mayoría de los productos, y menor a esta en aquellos productos basados en aceite o que tienen baja actividad acuosa.
Acidez (pH)	La severidad del proceso depende del pH del producto. Productos con $\text{pH} > 4,5$ requieren de procesos más severos que aquellos con $\text{pH} < 4,5$ los cuales pueden ser pasteurizados.
Aditivos	El agregado de ciertos aditivos como por ejemplo nitrito, sal y azúcar pueden reducir el tiempo de proceso.

Tabla 1.1. Factores que afectan la penetración del calor (Holdsworth, 1997).

(Continuación)

<i>Factores relativos al envase</i>	
Material del envase	Entre ellos podemos mencionar: aluminio, hojalata, vidrio, plástico y materiales laminados. La conductividad térmica y el espesor del material determinan la velocidad de penetración del calor. Una menor conductividad térmica y mayor espesor como se presenta en los envases de vidrio, producen un retardo considerable.
Forma del envase	La superficie externa y el espesor del envase determinan la velocidad de la penetración del calor.

1.6. Termorresistencia de los microorganismos

Para determinar el tiempo de tratamiento térmico al cual un alimento debe ser sometido para alcanzar inocuidad microbiológica es necesario conocer la termorresistencia, tanto de los microorganismos, como de las enzimas presentes en el mismo, así como también disponer de datos para determinar la velocidad de penetración de calor en el envase durante el tratamiento térmico. En cuanto a la termorresistencia de los microorganismos esta depende de la actividad acuosa del medio y de su acidez. En este sentido Caps y Abril (1999) clasificaron a los alimentos en cuatro grupos de acuerdo a su pH (Tabla 1.2).

Tabla 1.2. Clasificación de los alimentos por su acidez.

Acidez del alimento	Ejemplos
Alimentos de baja acidez (pH >5,3)	Productos cárnicos, productos marinos, leche y ciertas hortalizas.
Alimentos de acidez media (5,3 > pH > 4,5)	Mezclas de carne y vegetales, sopas y salsas.
Alimentos ácidos (4,5 > pH > 3,7)	Tomates, peras, higos, ananá y otras frutas.
Alimentos muy ácidos (pH < 3,7)	Encurtidos, pomelo y jugos cítricos.

La acidez del sustrato o medio en el cual se encuentra presente el microorganismo es un factor importante en la determinación del grado de calentamiento requerido. Para productos con pH menor a 4,5 (productos de alta acidez), un proceso de pasteurización es suficiente para estabilizar el producto. Esta categoría incluye frutas ácidas y productos acidificados. Algunos microorganismos formadores de esporas como por ejemplo *Bacillus coagulans*, *Clostridium butyricum* y *Bacillus licheniformis*, como también las ascosporas de *Byssoclamys fulva* y *Byssoclamys nivea* se encuentran generalmente presentes en este tipo de frutas. En alimentos poco ácidos (pH>4,5), *Clostridium botulinum* es el microorganismo que debe considerarse para el diseño del proceso de este tipo de alimentos, por su alta resistencia térmica y su capacidad formadora de esporas. Este microorganismo puede desarrollarse bajo condiciones de anaerobiosis presentes en alimentos envasados y producir la neurotoxina botulínica, siendo la destrucción de la misma un requerimiento fundamental en la esterilización de alimentos.

1.6.1. Modelado matemático de la termodestrucción microbiana.

Para modelar la inactivación microbiológica, enzimática o la degradación de componentes termolábiles se emplea la ecuación general para el estudio cinético de reacciones (ecuación 1.1):

$$-\frac{dC}{dt} = k_n C^n \quad (1.1)$$

donde C es la concentración de la especie reaccionante al tiempo t , k_n es la velocidad de reacción específica, con unidades $[\text{concentración}]^{n-1} [\text{tiempo}]^{-1}$ y n es el orden de la reacción. La concentración de los reactantes puede ser el número de microorganismos o la concentración de algún componente nutricional del alimento. Por lo general, cuando una suspensión de microorganismos es calentada a una temperatura constante el número de microorganismos viables (N) disminuye siguiendo una cinética de reacción de primer grado (ecuación 1.2):

$$-\frac{dN}{dt} = kN \quad (1.2)$$

donde k es la constante de destrucción microbiana de primer orden. La unidad de k es $[\text{tiempo}]^{-1}$ y es independiente de la concentración de microorganismos. Integrando la ecuación 1.2 y empleando la siguiente condición inicial:

$$N = N_0 \text{ a } t = 0 \quad (1.3)$$

obtenemos

$$\ln\left(\frac{N}{N_0}\right) = -kt \quad (1.4)$$

Transformando la ecuación 1.4 en logaritmo decimal obtenemos la siguiente expresión:

$$\log\left(\frac{N}{N_0}\right) = \frac{-kt}{2,303} \quad (1.5)$$

$$\text{o } \log\left(\frac{N}{N_0}\right) = \frac{-t}{D} \quad (1.6)$$

donde D es definido como el “*tiempo de reducción decimal*” o “*valor D*”, siendo este el tiempo de calentamiento, en minutos, necesario para lograr la destrucción del 90% de los microorganismos presentes (reducción del número de microorganismos por un factor de 10). Como se muestra en la **Figura 1.2** el valor del parámetro D puede obtenerse mediante ensayos de resistencia microbiana, determinando el recíproco negativo de la pendiente de la recta que resulta de graficar el $\log N$ vs. t .

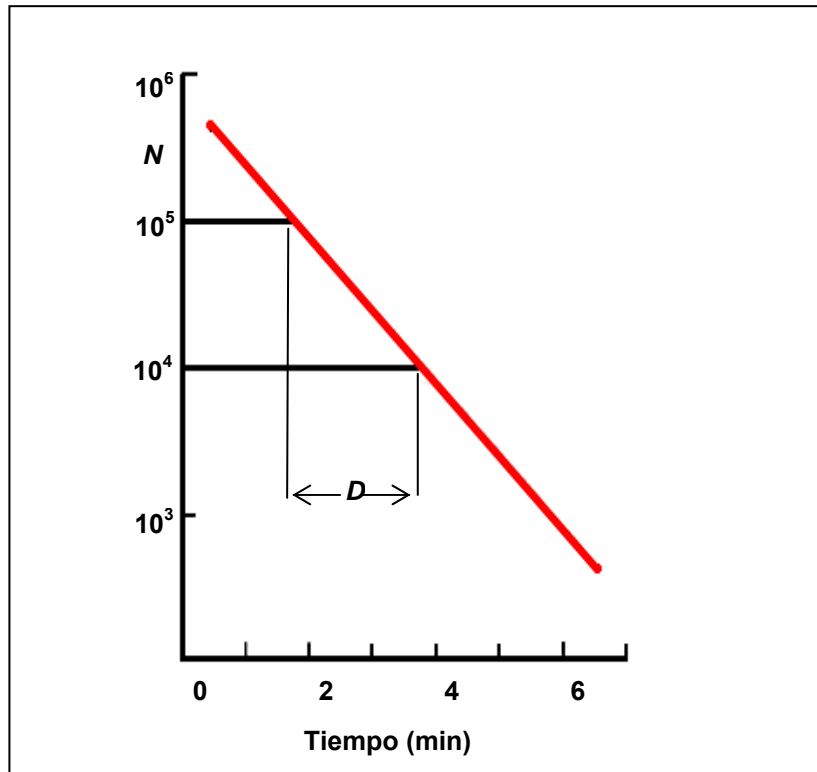


Figura 1.2. Variación del número de microorganismos con el tiempo a una temperatura de calentamiento constante.

siendo

$$D = \frac{2,303}{k} \quad (1.7)$$

El valor D es una constante que depende de la termorresistencia de las diferentes especies microbianas y del medio en el cual se encuentran presentes (**Tabla 1.3**).

Cada microorganismo tiene su resistencia al calor que lo caracteriza, cuanto mayor es el valor de D , mayor es su termorresistencia. Esta resistencia también es afectada por un amplio rango de factores ambientales, tales como el pH, la actividad acuosa y la presencia de otros solutos como azúcar y sales.

Hasta aquí hemos considerado la destrucción microbiológica sólo para aquellos casos donde la temperatura del tratamiento térmico al cual es sometido el alimento es constante. Sin embargo en la mayoría de los procesos térmicos la temperatura no es constante, sino que involucran etapas de calentamiento y enfriamiento. Como sabemos la velocidad de destrucción microbiana incrementa con la temperatura, y para describir

esta dependencia habitualmente se emplea un parámetro denominado *temperatura de reducción decimal* (z). Este se define como el número de grados centígrados necesarios para reducir a la décima parte el tiempo de reducción decimal (D) y se calcula a partir de la pendiente de la recta que se obtiene de representar los valores de D , para un rango limitado de temperaturas (**Figura 1.3**).

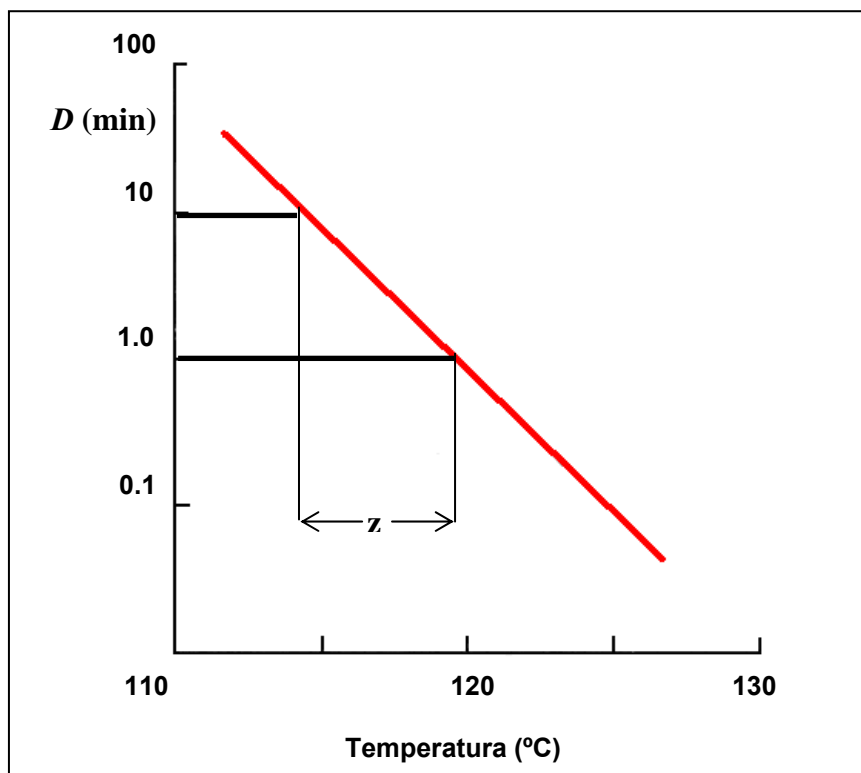


Figura 1.3. Variación del tiempo de reducción decimal con la temperatura.

En la **Tablas 1.3** y **1.4** se presentan los parámetros D y z correspondientes a diversos microorganismos presentes en alimentos poco ácidos y ácidos, respectivamente.

Tabla 1.3. Parámetros de termoresistencia microbiana en alimentos envasados de baja acidez (Toledo, 2007).

Microorganismo	Producto	<i>D</i> (min)	<i>z</i> (°C)
<i>Clostridium botulinum</i> 213-B	Buffer fosfato	0,16	10
	Judías verdes	0,22	12
	Arvejas	0,22	8
<i>Clostridium botulinum</i> 62-A	Buffer fosfato	0,31	12
	Judías verdes	0,22	11
	Maíz	0,30	10
	Espinaca	0,25	11
<i>Clostridium spp.</i> PA 3679	Buffer fosfato	1,45	12
	Espárragos	1,83	13
	Judías verdes	0,70	9
	Maíz	1,20	10
	Arvejas	2,55	10
	Camarones	1,68	12
	Espinaca	2,33	13
	Buffer fosfato	3,28	9
	Espárragos	4,20	11
	Judías verdes	3,96	10
<i>Bacillus stearothermophilus</i> FS 1518	Maíz	4,32	12
	Arvejas	6,16	11
	Zapallo	3,50	13
	Camarones	3,90	9
	Espinaca	4,94	12

Tabla 1.4. Parámetros de termorresistencia microbiana en alimentos ácidos (Toledo, 2007).

Microorganismo	Temperatura de referencia (°C)	<i>D</i> (min)	<i>z</i> (°C)
<i>Bacillus coagulans</i>	121,1	0,07	10
<i>Bacillus polymyza</i>	100	0,5	9
<i>Clostridium pasterianum</i>	100	0,5	9
<i>Mycobacterium tuberculosis</i>	82,2	0,0003	6
<i>Salmonella spp.</i>	82,2	0,0032	7
<i>Staphylococcus spp.</i>	82,2	0,0063	7
<i>Lactobacillus spp.</i>	82,2	0,0095	7
Hongos y levaduras	82,2	0,0095	7
<i>Clostridium botulinum tipo E</i>	82,2	2,50	9

El valor de *z* para la mayoría de las esporas bacterianas es aproximadamente de 10°C, mientras que para sus formas vegetativas es considerablemente menor (4-10°C). Un valor bajo de *z* indica que la reacción en cuestión es muy sensible a la temperatura, por lo tanto la destrucción de bacterias vegetativas es más sensible al calor que sus formas esporuladas.

De la **Figura 1.3** se puede observar que, para dos valores de *D* y sus correspondientes temperaturas *T*, el valor de *z* puede ser estimado a partir de la siguiente relación:

$$\log\left(\frac{D_1}{D_2}\right) = (T_2 - T_1) / z \quad (1.8)$$

Si el valor de *D* es medido a una temperatura de referencia este se denomina *D_{ref}*, con lo cual la ecuación 1.8 puede redefinirse como:

$$\log\left(\frac{D}{D_{ref}}\right) = (T - T_{ref}) / z \quad (1.9)$$

donde la relación D/D_{ref} es una medida de destrucción de microorganismos a una dada temperatura y se conoce como letalidad (L).

$$L = \frac{D}{D_{ref}} = 10^{(T-T_{ref})/z} \quad (1.10)$$

Una propiedad importante de la letalidad es que es aditiva, por lo que es posible cuantificar el proceso en todo el rango de temperaturas utilizado. El valor de letalidad integrado es conocido como F -valor (ecuación 1.11).

$$F = \int_0^t L dt \quad (1.11)$$

$$F = \int_0^t 10^{(T-T_{ref})/z} dt \quad (1.12)$$

Para una temperatura constante T , el valor de F es igual al valor de L t ; sin embargo, si la temperatura varía, como habitualmente sucede en procesos térmicos, es necesario el cálculo de la letalidad integrada (F) (ecuación 1.12) (ver **Figura 1.4**). Para esto se requiere conocer la historia térmica en un punto determinado del producto, siendo este usualmente el de calentamiento más lento.

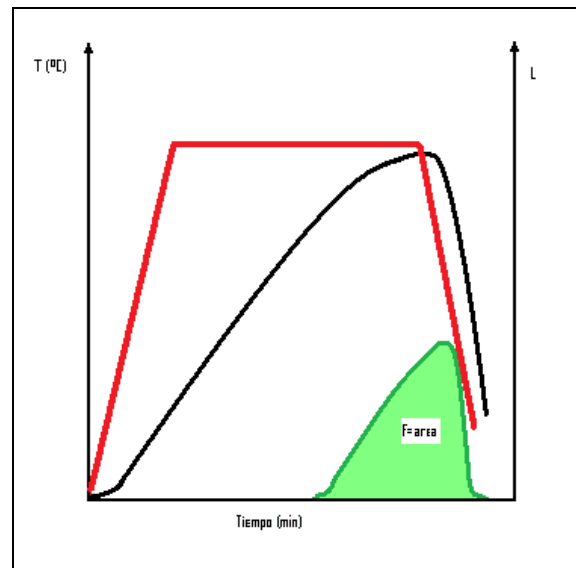


Figura 1.4. Variación de la temperatura y la letalidad con el tiempo.

(-) Temperatura del autoclave (-) Temperatura del centro térmico (-) Letalidad.

El valor de F es específico para el microorganismo y la temperatura que se toman como referencia. En general para procesos de esterilización se considera al *Clostridium botulinum*, con un valor de z de 10°C y una temperatura de referencia de $121,1^{\circ}\text{C}$ ($F_{121,1}^{10}$). El valor de F evaluado, con dichas temperaturas de referencia, se conoce como F_0 . Por su parte en productos ácidos ($\text{pH} < 4,5$) el *Clostridium botulinum* no puede desarrollarse, y por tal motivo, se consideran como microorganismos de referencia algunos hongos y levaduras los cuales requieren temperaturas menores para su destrucción térmica. En este tipo de proceso se emplea, por lo general, un valor de z de 10°C y una temperatura de referencia de 65°C y se denomina como P -valor (P_{65}^{10}).

Para ejemplificar lo dicho anteriormente, si un proceso de temperatura variable alcanza un valor de F_0 de 4 minutos, para un punto determinado del producto, esto es equivalente a que dicho punto se encuentre a una temperatura de $121,1^{\circ}\text{C}$ durante el mismo tiempo. Este hecho permite que existan diferentes combinaciones de tiempo y temperatura con los cuales se obtengan valores de esterilidad equivalentes. No obstante en la práctica se emplea un rango limitado de temperaturas de $115\text{-}130^{\circ}\text{C}$ para la esterilización y de $70\text{-}100^{\circ}\text{C}$ para el proceso de pasteurización.

Cuando se diseña un proceso térmico se debe determinar el número de reducciones decimales de la población microbiana que se desea alcanzar, lo que dependerá de las características del producto, en particular de su contenido microbiológico inicial y de su acidez. El número de reducciones decimales (m) está dado por la siguiente expresión:

$$m = \log\left(\frac{N}{N_0}\right) = \frac{F}{D} \quad (1.13)$$

donde N_0 y N son la población inicial y final de microorganismos, respectivamente. Por ejemplo, si $m = 6$ el tratamiento reduce la concentración por un factor de 10^6 .

De la ecuación 1.13 se deduce que es imposible alcanzar esterilidad en el producto, debido a que N sólo puede hacerse igual a cero cuando t tiende infinito, por lo que ha emergido el concepto de “esterilidad comercial”. Si la concentración de bacterias o esporas, de una determinada cepa, en un alimento se reduce lo suficiente como para que presente un riesgo de deterioro comercialmente aceptable, se dice que el producto es “comercialmente estéril” con respecto a aquel microorganismo.

En términos generales para productos de baja acidez se deben aplicar procesos de esterilización con 12 reducciones decimales de microorganismos. Por su parte para

productos mínimamente procesados, ya sea se trate de productos ácidos o conservados a bajas temperaturas, se requieren 6 reducciones decimales.

En la tabla 1.5 se muestran los valores m , D y z de para diferentes microorganismos y tipos de los alimentos.

Tabla 1.5. Parámetros de termorresistencia microbiana en diferentes productos.

Microorganismo	T_{ref} (°C)	D (min) a T_{ref}	z (°C)	m	Tipo de producto
<i>Clostridium botulinum</i>	121,1	0,1-0,3	8-11	12	Poco ácidos (pH>4,5)
<i>Clostridium sporogenes</i>	121,1	0,8-1,5	9-11	5	Carnes
<i>Bacillus stearothermophilus</i>	121,1	4-5	9,5-10	5	Leche y hortalizas
<i>Clostridium thermosaccharolyticum</i>	121,1	3-4	7-10,5	5	Hortalizas
<i>Bacillus subtilis</i>	121,1	0,4	6,5	6	Productos Lácteos
<i>Bacillus coagulans</i>	121,1	0,01- 0,07	10	5	pH (4,2-4,5) por ej. tomates
<i>Clostridium pasteurianum</i>	100	0,1-0,5	8	5	pH (4,2-4,5). por ej. peras

A continuación se presenta una guía con valores de esterilización apropiados para diferentes tipos de productos.

Para alimentos poco ácidos (pH >4,5) se debe aplicar al menos un proceso de $F_0 = 3$ min., aunque suelen aplicarse procesos más severos ($F_0 = 6$ min.) para el control de microorganismos esporulados.

Otro tipo de alimentos lo constituyen algunos productos que contienen algún inhibidor microbiano, como ser sal o nitrito de sodio. Este es el caso de las conservas de carnes curadas enlatadas, las cuales reciben procesos de F_0 entre 0,5 y 1,5 min.; siendo la severidad del mismo inversamente proporcional a la concentración del inhibidor.

Por último los productos ácidos, con pH menor a 4,5 no presentan el riesgo del desarrollo y producción de la toxina del *Clostridium botulinum*, por lo cual deben considerarse otros microorganismos de referencia. Para productos con pH entre 4,0 y 4,5 los procesos son diseñados para controlar la supervivencia y el desarrollo de microorganismos formadores de esporas como ser *Bacillus coagulans*, *Bacillus polymyxa*, *Bacillus macerans*, *Clostridium butyricum* y *Clostridium pasteurianum*. Para este propósito un proceso de $F_{121,1}^{10} = 0,7$ min. es recomendado por Herson y Hulland (1980). Por su parte Townsend *et al.* (1954) recomendaron un proceso de $F_{93,3}^{8,3} = 10$ min. para productos con pH en el rango de 4,3-4,5 y $F_{93,3}^{8,3} = 5$ min. para pH entre 4,0-4,3. Para productos con pH menores a estos últimos el empleo de temperaturas próximas a los 100°C es adecuado; sin embargo algunos hongos resistentes al calor como *Byssoclamys fulva* y *Byssoclamys nivea* pueden encontrarse presentes y producir enzimas que causan daños estructurales en frutas.

1.7. Termodestrucción de parámetros de calidad.

Cuando un alimento es calentado con el propósito de destruir microorganismos, también se producen varios tipos de reacciones químicas y fisicoquímicas, algunas de ellas son deseables, aunque frecuentemente son excesivas (destrucción de enzimas, cocción, ablandamiento de textura), otras son indeseables pero inevitablemente se producen en algún grado (destrucción de nutrientes y pérdida de factores de calidad organolépticos) (Holdsworth, 1997). Ejemplo de ello son las vitaminas termolábiles como tiamina y vitamina C las cuales se ven reducidas por la acción del calor; la textura de conservas de vegetales, pastas, pescados y carnes que experimenta una disminución en la firmeza mayor al deseado; el pardeamiento en alimentos lácteos envasados; el oscurecimiento que sufren en la superficie algunos productos cárnicos enlatados y productos sólidos por contacto con la superficie del envase caliente, etc. (Durance, 1997).

La calidad del producto una vez procesado dependerá de la cantidad de calor que haya recibido. Todas estas reacciones químicas son menos dependientes de la temperatura que la de destrucción microbiana; esto se refleja en la **Tabla 1.6.** donde son presentados los valores de z correspondientes a componentes microbiológicos, nutricionales y organolépticos.

Tabla 1.6. Constantes cinéticas de degradación de componentes microbiológicos, nutricionales y organolépticos (Holdsworth, 1997).

Componentes	z (°C)
Esporas bacterianas	7-12
Células vegetativas	4-8
Vitaminas	25-30
Proteínas	15-37
Enzimas	10-50
Calidad sensorial	25-45
Textura	17-47
Color	17-57

Una manera de cuantificar el grado de pérdida de calidad es por medio de un parámetro conocido como *C*-valor o *valor de cocción*, el cual se determina de manera similar al *F*-valor, por medio de la siguiente ecuación:

$$C = \int_0^t 10^{(T-T_{ref})/z_c} dt \quad (1.14)$$

donde z_c es la velocidad de destrucción térmica análoga al factor z para inactivación microbiana. En la **Tabla 1.7** se muestran algunos valores específicos de tiempo de reducción decimal (D_c) y temperatura de reducción decimal (z_c) para determinados factores de calidad.

Tabla 1.7. Constantes cinéticas de degradación de factores de calidad específicos. (Toledo, 2007).

Componentes	D_c (min)	z_c (°C)
Ácido ascórbico (arvejas)	246	50,5
Reacción de pardeamiento (leche)	12,5	26
Caroteno (Paté de hígado)	43,6	25,5
Tiamina	158	21
Clorofila (arvejas)	13,2	38,8
Pectin metil esterasa (cítricos)	0,053	14
Atributos sensoriales	12,5	26

A diferencia del valor F , que se evalúa en el punto calentamiento lento o centro térmico, el valor de cocción es evaluado en todo el volumen (V) o en la superficie (S) mediante las ecuaciones 1.15 y 1.16 respectivamente.

$$C_{medio} = \frac{I}{V} \int_0^t \int_{\Omega} 10^{(T - T_{ref}) / z_c} d\Omega dt \quad (1.15)$$

$$C_{sup} = \frac{I}{S} \int_0^t \int_{\Gamma} 10^{(T - T_{ref}) / z_c} d\Gamma dt \quad (1.16)$$

La cuantificación de dichos parámetros para procesos que combinan diferentes temperaturas y tiempos, y alcanzan la misma destrucción microbiológica (*isoetales*) permite la optimización del proceso. Para esto debe disponerse de datos de cinéticas de destrucción térmica para el microorganismo de referencia, como también del o los factores de calidad objetivo que se pretenden maximizar.

De lo expuesto hasta aquí se hace evidente que para diseñar y optimizar un proceso térmico es necesario evaluar la inactivación microbiológica como así también la destrucción de factores de calidad, para lo cual se requiere del conocimiento de la evolución de la temperatura en el centro térmico y en todo el dominio del producto, respectivamente. Para esto es inherente la necesidad de contar con modelos matemáticos que permitan predecir la evolución de la temperatura en el alimento en función de las condiciones de procesamiento. En base a esto se proponen a continuación, en el Capítulo 2, los objetivos de este trabajo de Tesis.

CAPÍTULO 2

Objetivos

2.1. Objetivo general

El objetivo general que se persigue con este trabajo de Tesis es estudiar práctica y teóricamente la transferencia de calor durante el tratamiento térmico de alimentos sólidos, líquidos, y mixtos envasados en recipientes de vidrio, a los efectos de analizar la influencia de las condiciones de proceso sobre la variación de temperatura del producto y desarrollar métodos de predicción de tiempos de proceso. Se planteó como hipótesis central de este trabajo que un conocimiento profundo de los procesos de transferencia de calor (y masa) y de los cambios físicos, químicos y microbiológicos que ocurren durante el procesamiento térmico posibilitan la adecuada elección de las condiciones trabajo, lo que lleva indefectiblemente a productos de mejor calidad.

2.2. Objetivos específicos

- 2.2.1. Analizar y estudiar los mecanismos de transferencia de calor que se llevan a cabo durante el procesamiento térmico de conservas de alimentos envasados en recipientes de vidrio. Identificando de esta manera los diferentes fenómenos termodinámicos que caracterizan la transferencia de calor durante el tratamiento térmico de conservas de alimentos sólidos, líquidos y mixtos, y describiendo sus correspondientes modelos matemáticos.
- 2.2.2. Determinar experimentalmente la evolución de la temperatura de los diferentes tipos de alimentos envasados en recipientes de vidrio durante su procesamiento térmico. Evaluar la influencia del tamaño y geometría del producto, tamaño del frasco, y de la temperatura externa sobre las historias térmicas de los mismos.
- 2.2.3. Modelar matemáticamente la transferencia de calor del proceso por medio de métodos analíticos y/o numéricos y validar las predicciones de los modelos con la información experimental.
- 2.2.4. Acoplar cinéticas de variación de índices de calidad y de supervivencia de microorganismos a los modelos desarrollados en 2.2.3.
- 2.2.5. Determinar los tiempos de proceso estrictamente necesarios para obtener inocuidad microbiológica, desarrollando metodologías que permitan hacerlo de una manera rápida y simple.

- 2.2.6.** Optimizar el procesamiento de los diferentes productos analizados, considerando como función objetivo la maximización de la retención de parámetros de calidad cinéticos y experimentales.

CAPÍTULO 3

Análisis de la
Transferencia de
Calor y Modelado
Matemático

El principal objetivo de este capítulo es dar una breve descripción de los mecanismos de transferencia de calor que se desarrollan durante el tratamiento térmico de conservas de alimentos sólidos, líquidos y mixtos, y de sus correspondientes modelados matemáticos. A continuación se detallan e identifican los diferentes modos de transferencia de calor que tienen lugar durante el tratamiento térmico de alimentos envasados en recipientes de vidrio.

3.1. Mecanismos de transferencia de calor

Existen tres modos transferencia de calor durante el proceso de esterilización de alimentos envasados, los cuales se producen en diferentes proporciones: conducción, convección y radiación.

La conducción es la transferencia de calor que se presenta a través del intercambio de energía cinética entre las moléculas, sin desplazamiento de las mismas, es decir existe una transmisión de energía calorífica de las moléculas con mayores niveles de energía a aquellas con menor nivel con las cuales está en contacto. En el caso del tratamiento térmico de alimentos envasados, predomina el mecanismo conductivo cuando se esterilizan materiales sólidos o muy viscosos, los cuales presentan velocidades de calentamiento lento y por ende son necesarios tiempos de proceso prolongados.

En la transferencia del calor convectiva la energía se transmite por una combinación de conducción de energía almacenada y por el movimiento del fluido, debido a diferencias en las densidades entre las zonas de mayor y menor temperatura. La convección se presenta en alimentos fluidos no pastosos que no desarrollan importantes cambios en la viscosidad durante el tratamiento. Este tipo de transferencia calórica se caracteriza por velocidades de calentamiento rápido y tiempos reducidos para elevar la temperatura del producto (Rao y Anantheswaran, 1988).

Por su parte, la radiación es la transferencia de energía electromagnética entre dos cuerpos a diferentes temperaturas.

De los mecanismos mencionados anteriormente los dos primeros son los que participan fundamentalmente en la esterilización de alimentos envasados (Geankoplis, 1998).

3.1.1. Análisis e identificación de los mecanismos de transmisión de calor.

La penetración del calor en productos envasados depende básicamente de la naturaleza del producto, que es la que determina el mecanismo de transmisión del calor (Casp y Abril, 1999; Ibarz y Barbosa-Cánovas, 2005). Así, se pueden clasificar estos productos en:

Líquidos de baja viscosidad: en este caso el calentamiento se lleva a cabo, predominantemente, por convección; generándose corrientes convectivas que producen un calentamiento rápido del producto.

Sólidos o líquidos de alta viscosidad: el calor se transmite por conducción y ocurre en forma más lenta que en alimentos fluidos.

Sólido en medio líquido: en este caso el líquido se calienta por convección y el sólido por conducción, siendo la velocidad de penetración del calor determinada por la movilidad del líquido.

Otra clase la constituyen aquellos productos que empiezan a calentarse por conducción y que, por cambios en su estructura y propiedades reológicas, terminan el proceso calentándose por convección.

En las **Figuras 3.1, 3.2 y 3.3** se identifican los diferentes modos de transferencia de calor que pueden llevarse a cabo durante el procesamiento térmico de conservas de alimentos sólidos, líquidos y mixtos, respectivamente.

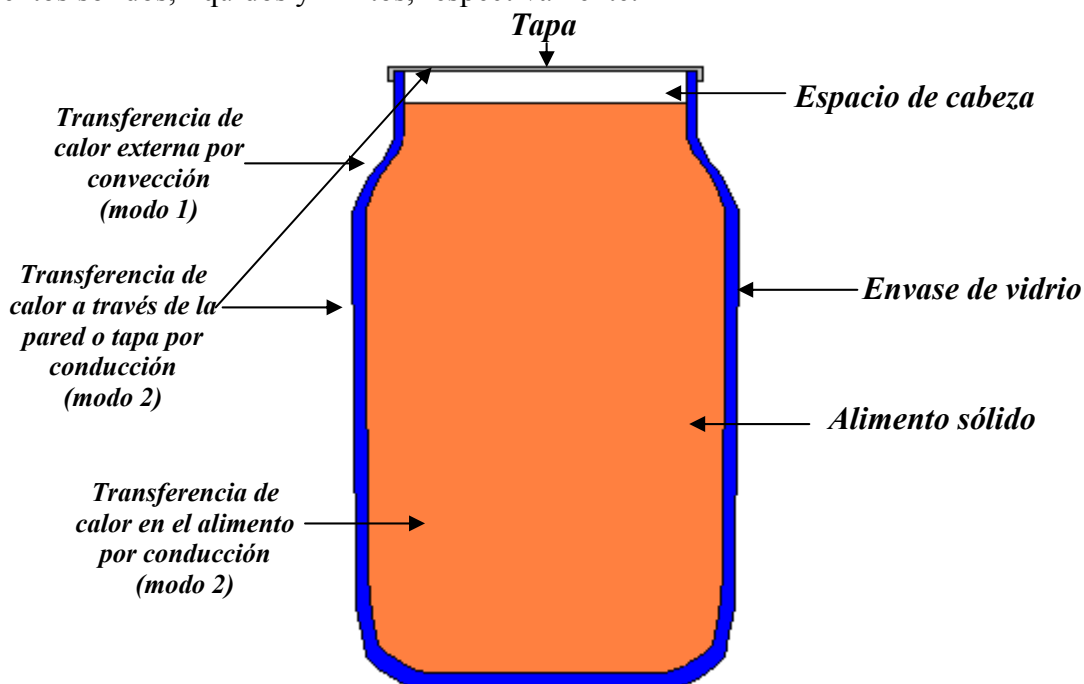


Figura 3.1. Mecanismos de transferencia de calor en alimentos sólidos envasados en recipientes de vidrio.

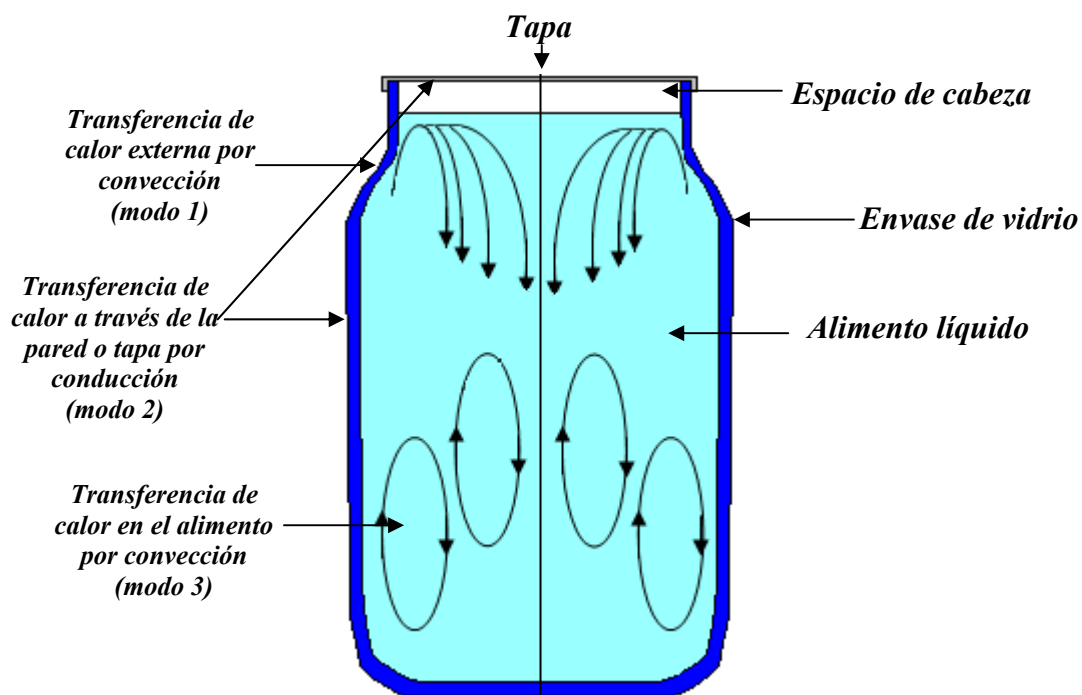


Figura 3.2. Mecanismos de transferencia de calor en alimentos líquidos envasados en recipientes de vidrio.

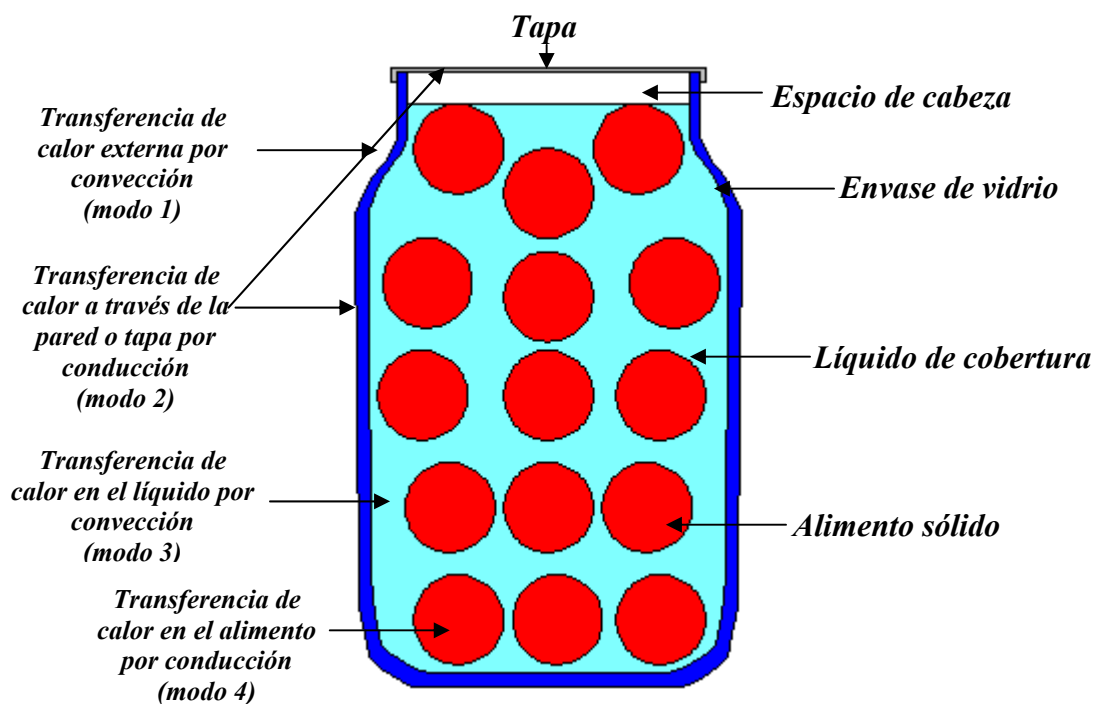


Figura 3.3. Mecanismos de transferencia de calor en alimentos particulados en medio líquido, envasados en recipientes de vidrio.

Modo 1

Inicialmente se produce la transferencia de calor desde el medio de calentamiento o enfriamiento hacia el envase, la misma se puede desarrollar por convección, condensación y radiación dependiendo del medio, como se indica en la **Tabla 3.1**.

Tabla 3.1. Modos de transferencia de calor desde el medio de calentamiento hacia el envase (Holdsworth, 1997).

Medio de calentamiento	Modo de transferencia de calor	Resistencia
Vapor (libre de aire)	Condensación	Ninguna
Mezcla vapor-aire	Convección	Incrementa con el contenido de aire
Aire	Convección	Alta
Agua en ebullición	Convección	Baja
Agua caliente	Convección	Disminuye con la velocidad del agua
Agua fría	Convección	Media
Llama/ infrarrojo	Radiación	Baja
Lecho fluidizado	Convección	Media, depende del grado de agitación
Microondas	Radiación	Ninguna

El calentamiento con vapor puro o microondas es muy efectivo y no presentan una resistencia apreciable a la transferencia del calor, consecuentemente esta puede ser despreciada en el modelo de transferencia de energía, a los fines de simplificar el mismo. En el caso de los restantes medios es necesario considerar dicha resistencia mediante un coeficiente de transferencia de calor por convección o radiación. La velocidad del calentamiento por convección depende principalmente de la velocidad del medio fluido sobre la superficie el envase.

Modo 2

Una vez calentada la superficie del envase, se produce la transferencia de energía calorífica por conducción a través de la tapa y las paredes del frasco. En el caso

de tapas metálicas debido a su alta conductividad no hay una apreciable resistencia a dicha transferencia y esta también puede no considerarse en el modelo de simulación. Por el contrario en las paredes de vidrio o en tapas plásticas hay una importante resistencia, la cual debe ser tomada en cuenta. En alimentos envasados con estos materiales, se presentan retardos considerables característicos de este tipo de productos.

Modo 3

El tercer modo de transferencia de calor se desarrolla en el alimento y este depende de la consistencia del mismo. En el caso de alimentos fluidos o particulados en medio líquido (mixtos) el calentamiento se produce rápidamente por convección, implicando inicialmente el intercambio de energía entre la superficie sólida del envase y el fluido. Además se genera, dentro del producto, intercambio de calor principalmente por convección, ya sea natural o forzada. En la primera de ellas el fluido que está en contacto con la pared del envase se calienta antes que el que se encuentra más alejado y este gradiente de temperatura produce diferencias en las densidades, generándose así un flujo recirculante. Por su parte en la convección forzada se promueve la circulación del fluido dentro del envase por medio de dispositivos mecánicos o equipos de agitación externa al envase. En productos de consistencia más sólida predomina el mecanismo conductivo. Existen también casos particulares donde se producen una combinación de conducción y convección, y otros donde inicialmente el calentamiento es por convección y finaliza por conducción debido a que se producen cambios físico-químicos durante dicho proceso.

Por su parte el calentamiento del espacio de aire entre la tapa y el producto se produce mediante el fenómeno convectivo.

Modo 4

Este se desarrolla en alimentos mixtos, donde la transmisión del calor en el alimento particulado y entre aquellas partículas que se encuentren en contacto entre sí, se produce por conducción.

De acuerdo a lo anterior, y de manera general se puede afirmar que en los alimentos procesados térmicamente el calor se transfiere por una combinación de conducción y convección, y que el estado físico del alimento determina el mecanismo predominante; así en alimentos muy viscosos o pastosos predomina la conducción, en

cambio en alimentos líquidos o semilíquidos el calor se transfiere mayoritariamente por convección.

3.2. Modelado matemático

El modelado es el proceso de construcción de un modelo, mientras que un modelo es una representación de un objeto, sistema o idea. El arte de modelar consiste en la habilidad para analizar un problema, resumir sus características esenciales, seleccionar y modificar las suposiciones básicas que caracterizan al sistema, y luego enriquecer y elaborar el modelo hasta obtener una aproximación útil (Tarifa, 1998).

El modelado matemático supone la utilización de ecuaciones algebraicas o diferenciales para describir un determinado sistema físico. Para formular un modelo completo se necesita del desarrollo matemático simultáneo de tales ecuaciones que gobiernan el sistema o proceso estudiado, y de las condiciones iniciales y de contorno adecuadas.

El término simulación puede ser entendido como la experimentación con un modelo y definida como el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y llevar a cabo experiencias con él, con la finalidad de aprender el comportamiento del sistema o de evaluar diversas estrategias para el funcionamiento del mismo (Tarifa, 1998).

A continuación se detallan los modelos matemáticos de las diferentes formas de transferencia del calor que se presentan en los tres tipos de alimentos estudiados en este trabajo.

3.2.1 Transferencia de calor por conducción

La transferencia de energía por conducción se lleva a cabo cuando diferentes partes de un cuerpo se encuentran a diferentes temperaturas. El flujo de energía, en la forma de calor, se produce desde la parte más caliente, de mayor energía, a la más fría de menor energía. La cantidad de calor transferido bajo condiciones de estado estacionario esta dada por la ecuación 3.1.

$$Q = k \frac{T_1 - T_2}{x} At \quad (3.1)$$

donde Q es cantidad de calor (J); T la temperatura (K o °C) y sus subíndices refieren a las dos partes del cuerpo; t el tiempo (s); x la distancia (m) de separación de los dos

puntos; A el área transversal (m^2) al flujo de calor; k la conductividad térmica ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$).

Diferenciando respecto al tiempo obtenemos:

$$\frac{dQ}{dt} = k \frac{T_1 - T_2}{x} A \quad (3.2)$$

Esta ecuación puede ser reescrita en forma diferencial:

$$\frac{dQ}{dt} = -kA \frac{dT}{dx} \quad (3.3)$$

La ecuación anterior relaciona el flujo de calor $\frac{dQ}{dt}$ con el gradiente de temperatura $\frac{dT}{dx}$, y se conoce como la ecuación unidimensional de la conducción del calor expresada en coordenadas cartesianas.

La transferencia de calor por conducción en estado no estacionario es descripta por la ley de Fourier:

$$\rho cp \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla k \nabla T \quad (3.4)$$

donde ρ es la densidad (kg m^{-3}), cp la capacidad calorífica ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$) y ∇ el operador diferencial

$$\nabla = \partial/\partial x + \partial/\partial y + \partial/\partial z \quad (3.5)$$

La ecuación 3.4 implica que la conductividad térmica es función de la temperatura, a los fines de simplificar dicha ecuación generalmente se la asume constante obteniéndose la siguiente expresión:

$$\rho cp \frac{\partial T}{\partial t} = k \nabla^2 T \quad (3.6)$$

$$\text{o bien } \frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \nabla^2 T \quad (3.7)$$

donde α es la difusividad térmica, $k/(\rho c p)$ (m^2s^{-1}) y ∇^2 es el operador laplaciano, dado por:

$$\nabla^2 = \partial^2/\partial x^2 + \partial^2/\partial y^2 + \partial^2/\partial z^2 \quad (3.8)$$

Para dicho balance de energía se plantean las siguientes condiciones iniciales y de contorno:

Condiciones de iniciales:

Para los casos analizados en esta Tesis, se asume que la temperatura inicialmente es uniforme en todo el dominio de simulación, expresándose la misma de la siguiente manera:

$$T = T_0 \text{ a } t = 0 \text{ ó } T = T(x, y, z, 0) \quad (3.9)$$

Condiciones de contorno:

Estas son las condiciones a las cuales el producto es expuesto durante su procesamiento térmico. Las siguientes condiciones pueden ser encontradas durante el procesamiento térmico de conservas:

a) La temperatura en la superficie es prescripta y no varía en el tiempo. Este caso se aplica al calentamiento con vapor y es la condición que se asume con mayor frecuencia en los modelos de simulación por ser la más simple. Esta puede expresarse como:

$$T(x, t) = \text{constante} \quad (3.10)$$

b) La temperatura en la superficie es gobernada por un coeficiente de transferencia de calor convectivo. Este se aplica a los casos donde el medio de calentamiento es vapor no condensante, agua caliente, mezcla vapor-aire o un fluido de enfriamiento (ver **Tabla 3.1**).

La temperatura de la superficie en esos casos depende del coeficiente de transferencia de calor, el cual a su vez depende de la velocidad del fluido sobre la misma. Esta condición puede ser expresada como sigue:

$$-\frac{dT(x,t)}{dx} + h[T_R - T(x,t)] = 0 \quad (3.11)$$

c) La temperatura en la superficie es función del tiempo. Este caso se aplica cuando el medio de calentamiento se calienta o enfría cuando el producto esta siendo procesado.

$$T_R = T_R(t) \quad (3.12)$$

Esta última condición de temperatura externa es la que presentan las autoclaves de baja capacidad y la que analizaremos principalmente en esta Tesis.

3.2.2. Transferencia de calor por convección

Las distribuciones de temperaturas y de velocidades en alimentos líquidos envasados en recipientes cilíndricos pueden ser modeladas a través de las ecuaciones diferenciales parciales de Navier-Stokes que gobiernan el movimiento convectivo natural de un fluido acopladas al balance de energía. Las mismas son descriptas a continuación:

Ecuación de continuidad:
$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r\rho v) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho u) = 0 \quad (3.13)$$

Balance de energía:
$$\frac{\partial T}{\partial t} + v \frac{\partial T}{\partial r} + u \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{k}{\rho c_p} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right] \quad (3.14)$$

Balance de momento en dirección vertical (z) con la aproximación de Boussinesq:

$$\rho \left(\frac{\partial u}{\partial t} + v \frac{\partial u}{\partial r} + u \frac{\partial u}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial u}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right] + \rho_{ref} g [1 - \beta (T - T_{ref})] \quad (3.15)$$

Balance de momento en la dirección radial (r):

$$\rho \left(\frac{\partial v}{\partial t} + v \frac{\partial v}{\partial r} + u \frac{\partial v}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial r} + \mu \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rv) \right) + \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} \right] \quad (3.16)$$

donde u es la velocidad en la dirección vertical (m s^{-1}), v la velocidad en la dirección radial, ρ la densidad (kg m^{-3}), μ la viscosidad aparente (Pa s), P la presión (Pa), g aceleración debida a la gravedad (m s^{-2}), β coeficiente de expansión volumétrico (K^{-1}).

Para dicho balance de energía se plantean las siguientes condiciones iniciales y de contorno:

Condiciones iniciales:

Inicialmente el fluido no se desplaza y su temperatura es uniforme:

$$u = 0, v = 0, T = T_0, \text{ a } 0 \leq r \leq R, 0 \leq z \leq H \quad (3.17)$$

Condiciones de contorno:

Contorno lateral,

$$r = R_{ext}, \quad 0 \leq z \leq H, \quad T = T_{ext}(t), \quad u = 0, \quad v = 0;$$

Contorno inferior,

$$z = 0, \quad 0 \leq r \leq R_{ext}, \quad T = T_{ext}(t), \quad u = 0, \quad v = 0;$$

Contorno superior,

$$z = H, \quad 0 \leq r \leq R_{ext}, \quad T = T_{ext}(t), \quad u = 0, \quad v = 0;$$

Condición de simetría,

$$r = 0, \quad 0 \leq z \leq H, \quad \frac{\partial T}{\partial r} = 0, \quad \frac{\partial u}{\partial r} = 0;$$

De acuerdo a los objetivos específicos planteados, la caracterización de la respuesta térmica de los sistemas a estudiar, se realizará mediante la resolución de los

modelos de predicción de temperatura descriptos previamente para cada caso particular, mediante el uso de métodos analíticos y/o numéricos.

3.3. Métodos analíticos

La ecuación Fourier (ecuación 3.4) puede ser resuelta analíticamente para geometrías simples, y sólo para un conjunto limitado de condiciones iniciales y de contorno. Algunos de los métodos analíticos mayormente aplicados a la resolución de ecuaciones diferenciales son: separación de variables, funciones de Green y métodos variacionales. Un gran número de soluciones analíticas para la ecuación de Fourier fueron compiladas por Carslaw y Jaeger (1959).

Uno de los procedimientos más comunes para la resolución de la ecuación de Fourier implica reescribir la misma en su forma adimensional, introduciendo los términos de temperatura adimensional (θ) (ecuación 3.18) y tiempo adimensional (F_0), este último conocido como número de Fourier (ecuación 3.19).

$$\theta = \frac{T - T_{\infty}}{T_0 - T_{\infty}} \quad (3.18)$$

$$F_0 = \frac{kt}{\rho c p L^2} \quad (3.19)$$

donde L representa la longitud característica, por ej., el espesor medio de una placa. Para diferentes geometrías simples como ser placa, cilindro y esfera, existe una relación lineal entre $\log \theta$ y F_0 . Por ejemplo, para una placa de espesor medio L con condiciones de contorno convectivas, θ está dado por:

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4 \sin(\zeta_n)}{2\zeta_n + \sin(2\zeta_n)} \exp(-\zeta_n^2 F_0) \cos\left(\zeta_n \frac{x}{L}\right) \quad (3.20)$$

y los valores discretos de ζ_n son las raíces positivas de la ecuación trascendental

$$\zeta_n \tan(\zeta_n) = Bi \quad (3.21)$$

donde el número de *Biot* es definido como

$$Bi = \frac{hL}{k} \quad (3.22)$$

Para valores de $F_0 \geq 0,2$ la ecuación 3.20 puede ser simplificada al primer término de la serie. Las representaciones gráficas de estas relaciones comúnmente se conocen como cartas de Heissler, y se encuentran publicadas en los libros clásicos de transferencia de calor.

3.4. Métodos numéricos

La mayoría de problemas de transferencia de calor y masa pueden ser resueltos analíticamente para casos simples. Sin embargo para condiciones complejas, pero reales, tales como variación en la temperatura inicial, propiedades térmicas no lineales y anisotrópicas, cuerpos de formas irregulares o condiciones de contorno dependientes del tiempo, los métodos numéricos son ampliamente utilizados para determinar el comportamiento térmico de alimentos (Puri y Anantheswaran, 1993). Estos métodos son basados en estimaciones iterativas de la variable a determinar mediante el empleo de métodos aproximados. La tecnología del modelado numérico resulta en una eficiente y poderosa herramienta para simular procesos de calentamiento y enfriamiento en la industria alimenticia. Los modelos numéricos pueden ser empleados para producir información acerca del proceso de calentamiento y enfriamiento de alimentos para numerosas condiciones de proceso en un corto período de tiempo. Mientras que las determinaciones experimentales deben ser restringidas a un limitado número de condiciones, debido a su alto costo económico y de tiempo. No obstante ello, algunas determinaciones experimentales resultan necesarias para la validación de dichos modelos (Wang y Sun, 2003).

Las técnicas numéricas más utilizadas para resolver modelos basados en ecuaciones diferenciales parciales son el Método de Diferencias Finitas (MDF) y el Método de Elementos Finitos (MEF). También existen otras técnicas, menos empleadas, como volúmenes finitos, elementos de borde y Fluido Dinámica Computacional (FDC) en

problemas que involucren aspectos de fluidodinámica. Todos estos métodos numéricos son parte de un subconjunto de la técnica general de residuos ponderados o pesados (Puri y Anantheswaran, 1993).

Algunas de las ventajas y desventajas que presenta el MEF en comparación con el MDF son (Puri y Anantheswaran, 1993):

Ventajas:

- ✓ La variación espacial de las propiedades del material puede ser manejada con mayor precisión.
- ✓ Se pueden modelar regiones irregulares bi y tridimensionales con mayor precisión.
- ✓ El MEF está mejor desarrollado para problemas no lineales.
- ✓ El tamaño de los elementos puede ser fácilmente variado.
- ✓ La interpolación espacial es mucho más significativa.
- ✓ Los problemas de valor de borde mixto son más sencillos de tratar.

Desventajas:

- ✓ Las ecuaciones elementales son usualmente mucho más complejas en términos matemáticos, en comparación con las ecuaciones de puntos de grilla para el MDF.
- ✓ El MEF es numéricamente intensivo y puede, por lo tanto, tomar más tiempo de máquina y espacio de almacenamiento de memoria, comparado con el método de diferencias finitas, para un mismo problema.

Respecto al campo del procesamiento de alimentos, el MEF ha sido aplicado al calentamiento y enfriamiento, congelación y descongelación, y transferencia (simultánea o no) de calor, masa y cantidad de movimiento. La mayoría de los estudios se han realizado para dominios unidimensionales (1D) o bidimensionales (2D), y/o con simetría axial, bajo condiciones de contorno transitorias (Puri y Anantheswaran, 1993).

A continuación se presenta un listado de varios modelos resueltos mediante el MDF y el MEF, que han sido desarrollados recientemente para el análisis de procesos de calentamiento y enfriamiento de alimentos (**Tablas 3.1 y 3.2**, respectivamente).

Tabla 3.1. Modelos resueltos mediante el método de diferencias finitas.

Proceso	Autores	Modelado de la transferencia de calor	Modelado de la transferencia de masa	Dimensión	Propiedades dependientes de la temperatura	Alimentos
Calentamiento	Pan <i>et al.</i> (2000)	✓	✓	1D-axi	✓	Hamburguesas
	Akterian (1995,1997)	✓		1D		Hongos
	Avila <i>et al.</i> (1996)	✓		3D		Varios
	Ghazala <i>et al.</i> (1995)	✓		3D		Varios
	Fasina y Fleming (2001)	✓		2D-axi		Pepinos
	Coulter <i>et al.</i> (1995) y Davey y Pham (1997)	✓		1D	✓	Carcasas
	Evans <i>et al.</i> (1996)	✓		1D	✓	Salsa Bolognesa
	Chau y Gaffney (1990)	✓		1D		Tomate
	Gowda <i>et al.</i> (1997)	✓		2D-axi		Vegetales
Enfriamiento	De Elvira <i>et al.</i> (1996)	✓		3D	✓	Alimentos Congelados
	Chuntranuluck <i>et al.</i> (1998 a, b, c)	✓		1D		Varios
	Ansari (1999)	✓		1D		Varios
	Chavez <i>et al.</i> (1997)	✓		1D-axi		Papa

Tabla 3.2. Modelos resueltos mediante el método de elementos finitos.

Proceso	Autores	Modelado de la transferencia de calor	Modelado de la transferencia de masa	Dimensión	Propiedades dependientes de la temperatura	Alimentos
Calentamiento	Lin <i>et al.</i> (1995), Zhou <i>et al.</i> (1995) y Vilayannur <i>et al.</i> (1998a, b)	✓	✓	2D y 3D		Alimentos sólidos
	Nicolai y De Baerdemaeker (1996), Verboven <i>et al.</i> (2001), Nicolai <i>et al.</i> (1999)	✓		2D-Axi		Varios
	Zhang y Fryer (1995)	✓		2D		Varios
	Martens <i>et al.</i> (2001)	✓		1D-Axi	✓	Brócoli
	Varga <i>et al.</i> (2000a,b)	✓		2D-Axi		Varios
	Mallikarjunan y Mittal (1994, 1995)	✓		2D	✓	Carcasas
	Carroll <i>et al.</i> (1996)	✓		1D		Manzana y pera
Enfriamiento	Comini <i>et al.</i> (1995)	✓		2D		Varios
	Wang y Sun (2002a, b, c, d, e)	✓	✓	2D-3D	✓	Carne
	Zhao <i>et al.</i> (1998)	✓		2D	✓	Atún
	Van Der Sluis y Rouwen (1994), Van Der Sluis <i>et al.</i> (1999)	✓	✓	3D	✓	Panificados
	Tewkesbury <i>et al.</i> (2000)	✓		2D- Axi	✓	Chocolate

3.4.1. El método de los elementos finitos

En el método de elementos finitos el dominio de simulación es subdividido en una grilla de elementos los cuales son interconectados por medio de un número discreto de puntos comunes denominados nodos. Dichos elementos pueden ser de una forma y medida arbitraria. Un gran número de formas de elementos ha sido sugerido en la literatura y son provistos en la mayoría de los software comerciales de elementos finitos. Las formas más comunes de los elementos en 2D y 3D, son mostradas en la **Figura 3.4.**

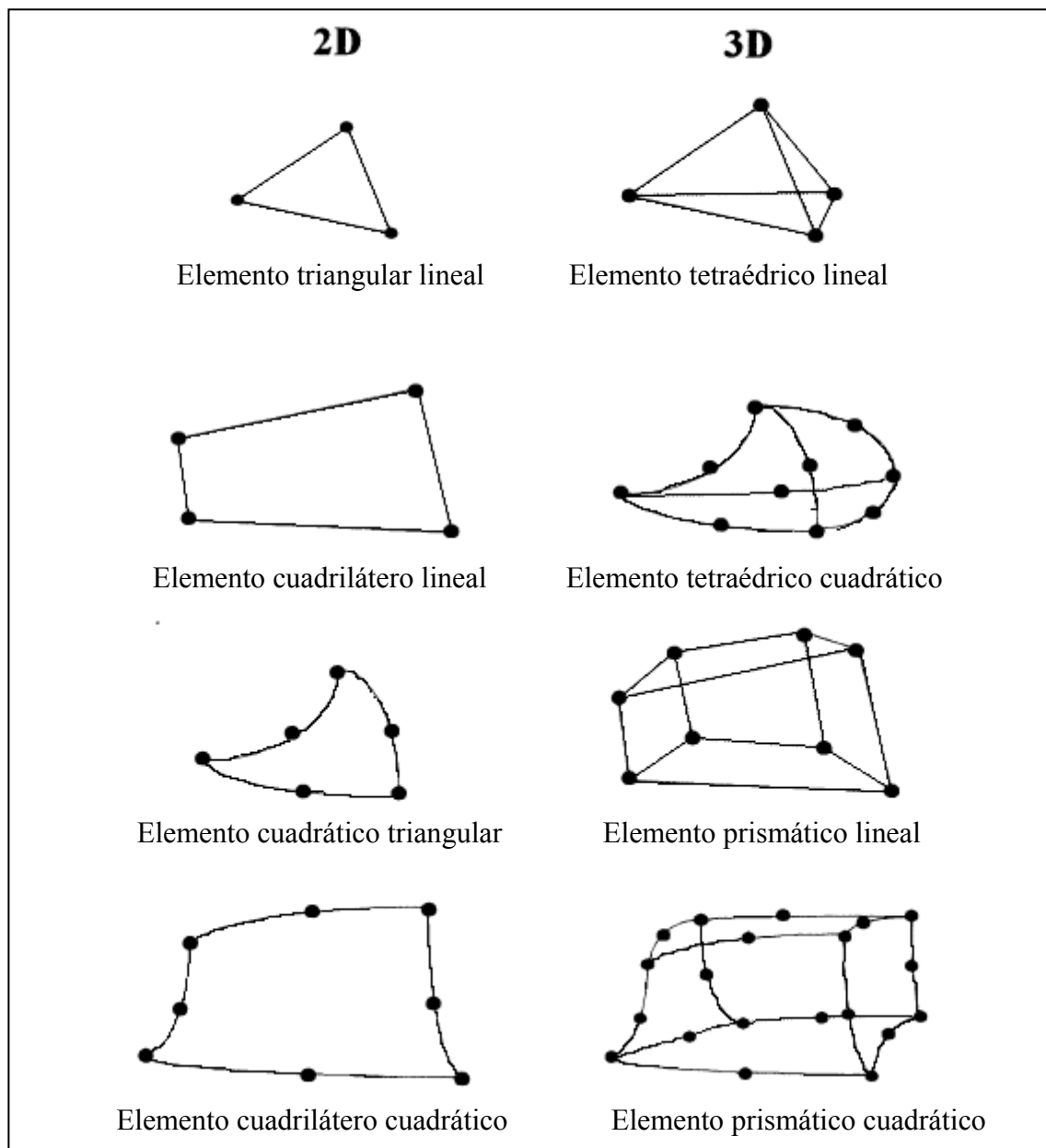


Figura 3.4. Formas de elementos finitos en 2D y 3D.

La discretización del dominio debe realizarse con elementos que mantengan lo mejor posible la forma irregular de este y que a medida que aumenta el refinamiento (aumentando el número de elementos) se mejore tanto el grado de aproximación del dominio como la solución numérica. A su vez se debe tener en cuenta que un excesivo refinamiento representa un mayor costo computacional, de modo que existe una relación de compromiso entre el grado de precisión del resultado numérico y los tiempos de ejecución de máquina.

En la **Figura 3.5** se muestra, a modo de ejemplo, el mallado de un alimento envasado. Debido a la simetría que presenta el dominio solo un cuarto del mismo es necesario para su modelado.

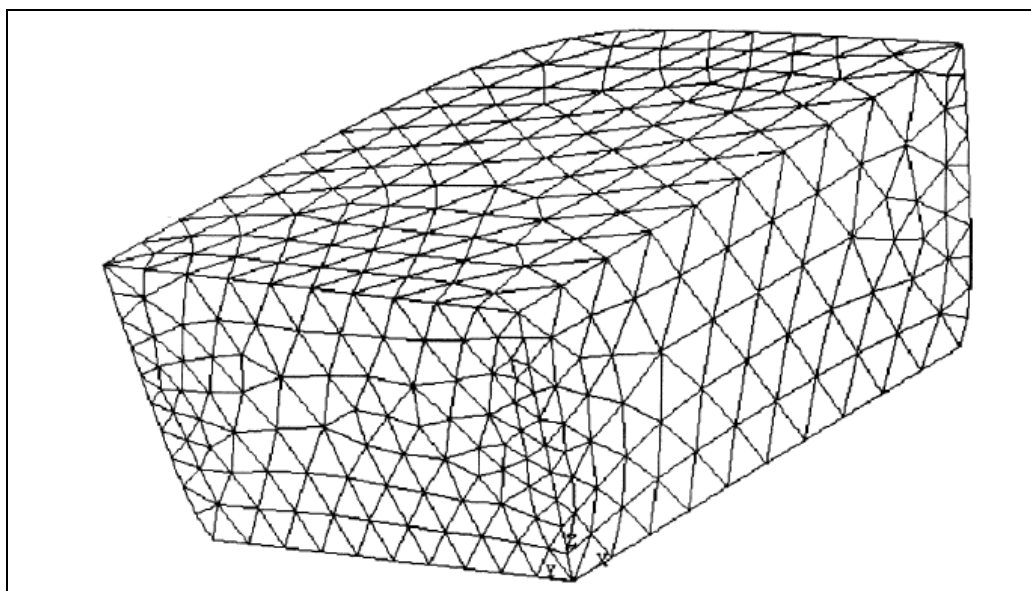


Figura 3.5. Grilla de elementos finitos en 3D para un alimento envasado.

3.4.1.1. Fundamentos básicos del método de elementos finitos

Si bien muchos libros de texto se refieren al método de elementos finitos y su implementación, a continuación se presentan los principales lineamientos del mismo. Para más profundidad sobre el tema, referirse a Zienkiewicz (1989), Ciarlet y Lions (1991), Brenner y Scott (1994), entre otros. Para describir básicamente al MEF, podemos considerar el siguiente problema, unidimensional, en estado estacionario y con condiciones de contorno convectivas:

$$-\nabla(a \cdot \nabla u) + c \cdot u = f, \quad \Omega \quad (3.23)$$

$$a \frac{\partial u}{\partial \nu} = g, \quad \partial\Omega \quad (3.24)$$

donde u es la variable dependiente, a y c son coeficientes (variables o constantes), f es una fuente que actúa sobre el dominio (Ω), g es el flujo sobre el borde ($\partial\Omega$) y ν es la dirección normal al borde. Para resolver este problema diferencial, se debe obtener la forma débil o variacional del mismo. Para esto, se toma una función integrable v , se la multiplica por la ecuación 3.23 y se integran ambos miembros de la ecuación sobre el dominio Ω :

$$\int_{\Omega} -\nabla(a \cdot \nabla u) \cdot \nu + \int_{\Omega} c \cdot u \cdot \nu = \int_{\Omega} f \cdot \nu \quad (3.25)$$

Luego, usando el teorema de Green (o de la divergencia) se integra por partes el primer término del miembro izquierdo de la ecuación 3.25:

$$\int_{\Omega} -\nabla(a \cdot \nabla u) \cdot \nu = - \int_{\partial\Omega} a \frac{\partial u}{\partial \nu} \nu + \int_{\Omega} a \cdot \nabla u \cdot \nabla \nu \quad (3.26)$$

Por lo que la ecuación 3.25 se puede reescribir de la siguiente forma:

$$\int_{\Omega} a \cdot \nabla u \cdot \nabla \nu + \int_{\Omega} c \cdot u \cdot \nu = \int_{\partial\Omega} a \frac{\partial u}{\partial \nu} \cdot \nu + \int_{\Omega} f \cdot \nu \quad (3.27)$$

Por último, empleando la condición de borde (ecuación 3.24) se obtiene la forma débil del problema diferencial original:

$$\int_{\Omega} a \cdot \nabla u \cdot \nabla \nu + \int_{\Omega} c \cdot u \cdot \nu = \int_{\partial\Omega} g \cdot \nu + \int_{\Omega} f \cdot \nu \quad (3.28)$$

Puede demostrarse que ambos problemas o formulaciones son equivalentes, sin embargo, la forma débil cuenta con ventajas matemáticas para resolver el problema planteado. Estas consisten en que la solución del problema debe satisfacer menos

condiciones que en el caso diferencial. Ahora se debe resolver otro problema, que radica en encontrar una función u tal que se cumpla la ecuación 3.28. Dicha función será la solución al problema general (ecuación 3.23).

Para esto, debe construirse una base para generar un espacio de elementos finitos, de donde saldrá la solución del problema.

Supóngase que el dominio Ω es una recta con límites 0 y 1. Sea δ una partición del dominio en subintervalos de tamaño h :

$$\delta = \{x_0 = 0, x_1, x_2, \dots, x_{n+1} = 1\} \quad (3.29)$$

Entonces, se define, por ejemplo, el siguiente espacio de funciones:

$$m_h = \{\varphi \equiv \text{funciones continuas} : v \in \text{Polinomios de grado 1}\} \quad (3.30)$$

La solución aproximada del problema será una $u_h \in m_h$ que satisfaga la ecuación 3.28:

$$u_h = \sum_{j=1}^n u_j \varphi_j \quad (3.31)$$

donde u_j son las incógnitas del problema (coeficientes constantes) y φ_j son las funciones de la base o de forma definidas en cada subintervalo. Es decir, la solución aproximada es una combinación lineal de la base del espacio de elementos finitos compuesto por polinomios de primer grado.

Para resolver las integrales de la forma débil, COMSOL *Multiphysics* utiliza un método de cuadratura de Gauss. Por otra parte, cuando se trabaja sobre un problema transitorio, se utiliza un algoritmo de esquema implícito, capaz de resolver un sistema no lineal en cada paso de tiempo, usando una iteración de Newton (para más información, referirse a COMSOL *Multiphysics User's Guide*).

3.4.1.2. El método de elementos finitos aplicado a problemas de transferencia de calor por conducción

La ecuación diferencial de calor en estado transitorio que gobierna el proceso de transferencia de calor por conducción para un sistema con simetría axial en coordenadas cilíndricas es la siguiente (ecuación 3.32):

$$\rho \, cp \, \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(rk \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(k \frac{\partial T}{\partial z} \right) \quad (3.32)$$

Esta ecuación es válida para todo el dominio, donde T es la temperatura, k es la conductividad térmica, cp es el calor específico, ρ es la densidad y r y z son las coordenadas radiales y axiales, respectivamente (Carslaw y Jaeger, 1959).

Asumiendo una temperatura inicial uniforme, se plantean las siguientes condiciones de contorno e iniciales:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial z} \cdot n_z + \frac{\partial T}{\partial r} \cdot n_r \right) k = h(T_{ext} - T) \quad t \geq 0 \quad \text{en } \partial\Omega_1 \quad (3.33)$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial z} \cdot n_z + \frac{\partial T}{\partial r} \cdot n_r \right) k = 0 \quad t \geq 0 \quad \text{en } \partial\Omega_2 \quad (3.34)$$

$$T = T_0 \quad t = 0 \quad \text{en } \Omega \quad (3.35)$$

donde $\partial\Omega_1$ corresponde a la interfase convectiva, $\partial\Omega_2$ al eje de simetría, T_{ext} es la temperatura externa, T_0 es la temperatura inicial, y h es el coeficiente de transferencia de calor en la interfase ($\partial\Omega_1$).

Para la aplicación del método de elementos finitos el dominio es discretizado en elementos y nodos que forman la grilla. De esta forma la distribución de temperatura en cada elemento puede ser aproximada de la siguiente forma:

$$T^e = \sum_{i=1}^n T_i h_i \quad (3.36)$$

donde h_i se refiere a las funciones de forma y T_i a la temperatura del nodo.

Las ecuaciones que conforman el modelo numérico a resolver son:

$$C \frac{\partial T}{\partial t} + KT = F \quad (3.37)$$

$$C = \sum_{e=1}^n \int_{\Omega_e} (H^T r \rho c p H) d\Omega_e \quad (3.38)$$

$$K = \sum_{e=1}^n \int_{\Omega_e} (\nabla H^T r k \nabla H) d\Omega_e + \int_{\partial\Omega_{1e}} (H^T r h H) d\partial\Omega_{1e} \quad (3.39)$$

$$F = \sum_{e=1}^n \int_{\partial\Omega_{1e}} (H^T r h H T_{ext}) d\partial\Omega_{1e} \quad (3.40)$$

donde H es el vector que contiene a las funciones de forma, C es la llamada matriz capacitiva y K es una matriz que está formada por la matriz conductiva y la matriz convectiva respectivamente.

Se resuelve el sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias mediante una discretización en el tiempo con el método α (Pham, 2006):

$$\left(\frac{1}{\Delta t} \cdot C + \alpha \cdot K \right) \cdot T^{t+\Delta t} = (1-\alpha) \cdot F^t + \alpha \cdot F^{t+\Delta t} + \left(\frac{1}{\Delta t} \cdot C - (1-\alpha) \cdot K \right) \cdot T^t \quad (3.41)$$

Las propiedades del tipo de integración numérica dependen del valor elegido del parámetro α . Los siguientes valores son los más utilizados para el parámetro α :

- $\alpha=0$, correspondiente al método explícito de Euler, presenta un error que se encuentra en el orden de Δt .
- $\alpha=1$, se denomina método implícito de Euler (error en el orden de Δt).
- $\alpha=0,5$ se lo denomina caso semi-implícito o método de Crank-Nicolson y presenta una precisión de segundo orden en Δt . Para un $\alpha \geq 0,5$ está demostrado que el método α es incondicionalmente estable (Bathe, 1996).

De esta forma se resuelve el sistema y se encuentra la evolución de la temperatura durante el calentamiento en cada posición o nodo de la grilla.

CAPÍTULO 4

Materiales y Métodos

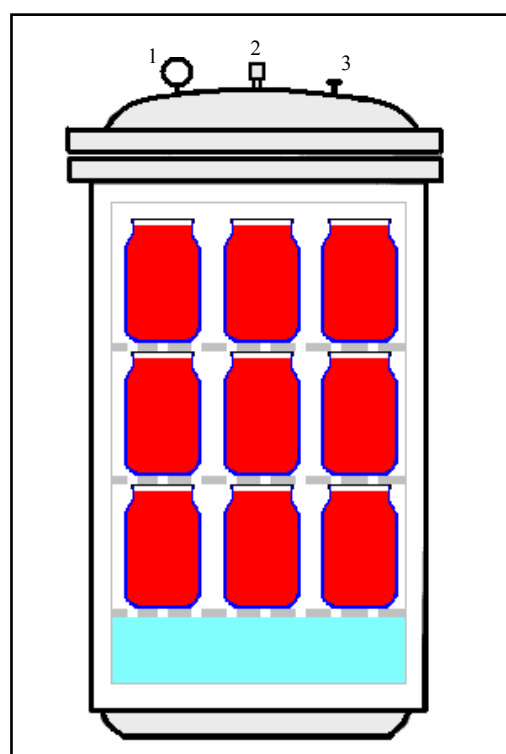
Este capítulo describe, en forma general, los materiales y métodos empleados para validar los modelos de predicción de temperatura descriptos en el Capítulo 3 y evaluar las variaciones de índices de calidad durante el procesamiento térmico. En los capítulos siguientes serán descriptas y detalladas en forma individual las determinaciones realizadas para cada caso particular.

4.1. Sistema de autoclave

Las pruebas experimentales fueron realizadas en una autoclave vertical tipo batch construida en acero inoxidable, con generación interna de vapor y con una capacidad para 27 o 12 frascos de 360 o 660 cm³, respectivamente (**Figura 4.1a**). Los envases se dispusieron en tres niveles, separados por medio de planchas metálicas con orificios que permiten la circulación del vapor en el interior del autoclave (ver **Figura 4.1 b**)



(a)



(b)

1, manómetro; 2, válvula de seguridad; 3, espita.

Figura 4.1. Sistema de autoclave: a) Fotografía, b) Esquema mostrando la distribución de los frascos en su interior.

4.2. Procesamiento térmico

En la **Figura 4.2.** se muestran los perfiles de temperatura de las diferentes etapas que componen el procesamiento térmico de las conservas en el autoclave descrito anteriormente. Este perfil de temperatura variable es característico de autoclaves donde el medio calefactor (vapor) es generado en el mismo, mediante el calentamiento de agua contenida en su base.

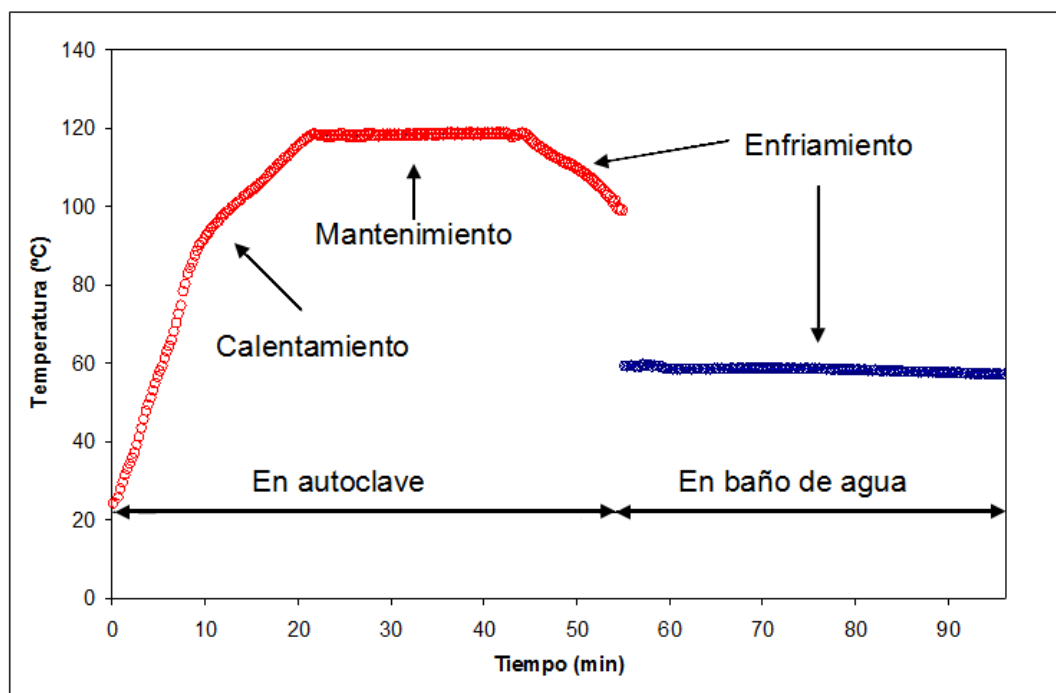


Figura 4.2. Perfil de temperatura externo de las distintas etapas del proceso térmico.

El procesamiento de las conservas consistió básicamente en las siguientes tres etapas:

- **Calentamiento:** esta etapa consiste en aumentar la temperatura del autoclave de una temperatura inicial igual a la temperatura ambiente, hasta una temperatura final de 118°C, en aproximadamente 30 minutos. No obstante, en aquellos productos en los cuales se debe aplicar un proceso térmico menos severo, como ser pasteurización, pueden obtenerse temperaturas finales menores regulando la llama del mechero.
- **Mantenimiento:** en esta la temperatura del autoclave se mantiene constante por un cierto período de tiempo, regulada por una válvula de seguridad que se abre cuando en su interior se alcanza una sobrepresión de 1 atmósfera. En

este período la presión dentro de las conservas también se incrementa, y la misma es contrarrestada por la presión externa y la rigidez del envase.

- **Enfriamiento:** en esta etapa se apaga el mechero y se realiza un primer enfriamiento dentro del autoclave, donde se disminuye la presión a 1 atmósfera. Esta disminución debe realizarse liberando lentamente el vapor a través de la espita a los efectos de evitar que se origine una gran diferencia entre la presión en el interior del envase y la del autoclave, con la consecuente ruptura del frasco. Finalmente se retira el producto y se efectúa un enfriamiento más acelerado mediante un baño de agua termostatzado. En este último paso también debe prevenirse la rotura del envase, para lo cual la diferencia de temperatura entre el baño de agua y la pared del frasco no debe superar los 40°C.

4.3. Adquisición de temperaturas

Las temperaturas dentro del autoclave, en el baño termostatzado y en el producto se midieron utilizando termocuplas Cobre-Constantan tipo T. Para colocar las termocuplas en el interior de las conservas las tapas metálicas fueron perforadas en su centro y luego selladas con pegamento epoxi para altas temperaturas, a los fines de lograr condiciones de hermeticidad (**Figura 4.3**). Dichos sensores de temperatura se conectaron a un adquirente de datos Keithley DASTC (USA) incorporado a una PC. El intervalo de registro de datos fue de 15 segundos en todos los casos. Las posiciones de las termocuplas dentro de las conservas variaron dependiendo de la localización del punto de calentamiento lento, las cuales son detalladas para cada tipo de producto en los sucesivos capítulos.



Figura 4.3. Envases y muestras. Mostrando la inserción de las termocuplas a través de las tapas.

4.4. Características de las muestras procesadas

Se procesaron térmicamente conservas de productos de diferentes características, como ser productos particulados en medio líquido, líquidos y sólidos. Los mismos, a su vez, fueron envasados en frascos de variadas dimensiones. De esta manera se evaluaron y analizaron las diversas condiciones operativas que pueden presentarse en la elaboración de conservas.

A continuación se detallan los sistemas alimenticios analizados, el proceso térmico aplicado y los parámetros de calidad evaluados en este trabajo de tesis:

Tabla 4.1. Características del producto, condiciones operativas y parámetros evaluados.

Característica del producto	Producto	Proceso térmico aplicado	Parámetros de calidad evaluados
Partículas sólidas en medio líquido (mixto)	Cilindros, cubos y esferas de polietileno de alta densidad	Esterilización	Valor de cocción
	Tomates cherries	Pasteurización	Color, textura, valor de cocción
	Champiñones	Escaldado	Color, textura, actividad enzimática
		Esterilización	Concentración de agaritina
Líquido	Solución de carboximetil celulosa (CMC)	Esterilización	Valor de cocción
Sólido	Mermelada de kiwi	Pasteurización	Color, textura, valor de cocción.

4.5. Determinación de parámetros de calidad

4.5.1. Color

La evaluación del color se llevó a cabo mediante la utilización de un colorímetro (CR 300, Minolta Chroma Co., Osaka, Japón), el cual posee un diámetro de área de medición de 8 mm. Para cuantificar el color se empleó la escala Hunter-Lab para medir luminosidad (L : 0=negro, 100=blanco) y cromaticidad (a : $+a$ =rojo, $-a$ = verde; b : $+b$ = amarillo, $-b$ =azul). El equipo fue calibrado usando un juego de tres placas provisto por el fabricante. Para evaluar efecto del proceso térmico sobre el color, se determinó el cambio total de color (ΔE), mediante la ecuación 4.1.

$$\Delta E = \sqrt{\Delta L^{*2} + \Delta a^{*2} + \Delta b^{*2}} \quad (4.1)$$

donde ΔL^* , Δa^* y Δb^* , son las diferencias entre los valores de L^* , a^* y b^* de la muestra antes y después de ser procesada.

Las determinaciones de L^* , a^* y b^* fueron realizadas para cada muestra por triplicado y promediadas.

4.5.2. Textura

La textura fue medida determinando los parámetros fuerza máxima o firmeza del producto por medio de un analizador de textura modelo TA.XT2i (SMS, Surrey, Inglaterra) (**Figura 4.4**). Para esto se efectuaron ensayos de compresión o punción dependiendo de las características del producto. Los datos fueron obtenidos y procesados con el software Texture Expert_Exceed v.1.2.



Figura 4.4. Texturómetro empleado en los ensayos.

4.5.3. Valor de cocción

Para la determinación del valor de cocción en un punto específico se utilizó la ecuación 4.2:

$$C = \int_0^{t_f} 10^{(T-T_{ref})/z_c} dt \quad (4.2)$$

siendo T la temperatura obtenida experimentalmente o por simulación para dicho punto.

Cuando el valor de cocción fue evaluado en todo el volumen (V) o en la superficie (S) se emplearon las ecuaciones 1.15 y 1.16 respectivamente.

$$C_{medio} = \frac{1}{V} \int_0^t \int_{\Omega} 10^{(T-T_{ref})/z_c} d\Omega dt \quad (4.3)$$

$$C_{sup} = \frac{1}{S} \int_0^t \int_{\Gamma} 10^{(T-T_{ref})/z_c} d\Gamma dt \quad (4.4)$$

Por su parte la temperatura de referencia (T_{ref}) y el valor z_c , dependieron del componente organoléptico o nutricional seleccionado para cada tipo de producto, atendiendo a los requerimientos generales del consumidor.

4.6. Análisis estadísticos

Los valores de color y textura obtenidos fueron evaluados estadísticamente mediante un análisis de varianza (ANOVA) con el empleo del software STATGRAPHICS Plus 4.0. (Manugistics Inc., USA). Para esto se analizaron varias muestras, antes y después de cada tratamiento térmico, y se efectuaron mediciones por triplicado en cada una de ellas. A los fines de evaluar y optimizar los diferentes tratamientos térmicos aplicados a las conservas, los resultados son presentados como variación relativa porcentual con respecto a la muestra sin procesar.

$$Vr(\%) = \frac{V_{inicial} - V_{final}}{V_{inicial}} 100 \quad (4.5)$$

La comparación de medias fue realizada por medio del test de Fisher para un nivel de significación $\alpha = 0,05$.

4.7. Software de simulación

Para la resolución de los modelos de simulación se empleó el software **COMSOL Multiphysics** en su versión 3.2. **COMSOL Multiphysics** es un software de análisis y resolución por elementos finitos de cualquier problema físico o de ingeniería que pueda describirse mediante ecuaciones en derivadas parciales, especialmente fenómenos acoplados, o multifísicos. COMSOL Multiphysics también ofrece una amplia y bien gestionada interfaz a MATLAB y sus *toolboxes* que proporcionan una amplia variedad de posibilidades de programación, preprocesado y post procesado.

La PC utilizada para realizar las simulaciones en dicho software fue una Intel (R) Pentium (R) 4 con una velocidad de procesador de 3 GHz y una memoria RAM de 1,98 GB.

CAPÍTULO 5

Alimentos Particulados de Geometrías Regulares en Medio Líquido

5.1. Introducción

Las conservas de frutas y hortalizas en medio líquido representan una gran parte del mercado de conservas artesanales en la Argentina. Entre estos productos podemos encontrar una gran variedad, los cuales difieren principalmente en su forma de presentación. Particularmente estas diferencias se deben a las geometrías y los tamaños con los cuales los vegetales son fraccionados antes de ser procesados, y a las dimensiones y formas de los recipientes en los cuales son envasados. En general en aquellos casos donde la fruta u hortaliza es de tamaño pequeño estos son procesados enteros. Por el contrario en productos de mayor tamaño es frecuente el fraccionamiento de los mismos, en geometrías regulares como ser cilindros, cubos y esferas. Esto último mejora sustancialmente la disposición de las partículas, y en consecuencia su apariencia visual, siendo este un parámetro de calidad muy tenido en cuenta por los consumidores para este tipo de producto.

Habitualmente en Argentina estos productos son procesados de manera artesanal, con condiciones de proceso no lo suficientemente estandarizadas, donde es usual variar el tipo, tamaño y geometría del producto particulado y/o de los envases, sin hacer las modificaciones pertinentes en las condiciones de proceso (tiempo y temperatura). Al mismo tiempo una práctica común, en este tipo de establecimientos productores de conservas, radica en sobredimensionar los tiempos de proceso con el propósito de asegurar inocuidad microbiológica en el producto lo que resulta en detrimento de la calidad nutricional y organoléptica del mismo. Dichas pérdidas pueden ser minimizadas conociendo la evolución de la temperatura en el alimento y estimándose los tiempos de proceso estrictamente necesarios para alcanzar inocuidad microbiológica en el producto.

Para ello es necesario el estudio y modelado de la transferencia de calor en el alimento durante su procesamiento térmico, tema en el cual ha habido significativos avances en los últimos años. No obstante, en bibliografía se encuentran pocas referencias sobre el procesamiento térmico de alimentos particulados en medio líquido envasados en frascos de vidrio, debido a la complejidad adicional que presentan estos sistemas, la cual implica el modelado simultáneo de dos mecanismos de transferencia de calor, el convectivo y el conductivo, tal como se describió en el Capítulo 3. Por esta razón, este tipo de productos conteniendo partículas sólidas en agua, aceite, salsa o salmuera como fluido intersticial, donde se presentan mecanismos de convección

conducción, han sido tradicionalmente modelados con mecanismos puramente conductivos (Jiménez Islas et al., 2005).

Modelos de predicción de la distribución de la temperatura en las partículas y en el líquido de cobertura han sido desarrollados por relativamente pocos autores, algunos de los cuales son detallados brevemente a continuación:

Bimbenet y Duquenoy (1974), y Sawada y Merson (1986) modelaron la distribución de temperaturas en alimentos heterogéneos envasados (incluyendo el líquido y la fracción sólida) mediante un sistema de ecuaciones diferenciales que gobiernan el régimen de la parte líquida y la conducción del calor en el sólido.

Ikegami (1977) desarrolló la siguiente ecuación basada en los parámetros f y j , para las fases sólida y líquida:

$$\frac{T_S - T_R}{T_0 - T_R} = \left(\frac{j \cdot j_2 \cdot f_2}{f_2 - f} \right) \cdot 10^{-t/f_2}$$

donde j y f son los parámetros de penetración térmica en el sólido, y j_2 y f_2 en el líquido. Las temperaturas T_S , T_R y T_0 son las temperaturas de la partícula, del autoclave e inicial del alimento, respectivamente.

Rumsey (1984) empleo un método numérico para resolver el balance de energía, el cual modificó agregando un término que representa el gradiente de temperatura en la partícula:

$$m_l c_l dT_l / dt + n_p m_p c_p dT_p / dt = U_c A_c (T_R - T_l)$$

donde m es la masa, c es el calor específico, n es el número de partículas, t es el tiempo, T la temperatura, y los subíndices l , p , R y c se refieren al líquido, a la partícula, al autoclave y al envase, respectivamente. La distribución de la temperatura dentro de la partícula, T_p , fue obtenida empleando la solución de la ecuación de conducción de calor en estado transitorio para la geometría correspondiente.

Por su parte, Lekwauwa y Hayakawa (1986) desarrollaron un modelo asumiendo lo siguiente: la temperatura inicial de las partículas es uniforme, y no necesariamente igual que la temperatura del líquido de cobertura; el sólido y el líquido, tienen propiedades homogéneas, isotrópicas e independientes de la temperatura; los tamaños de partícula están distribuidos estadísticamente; el coeficiente de transferencia de calor

entre la partícula y el seno del líquido es constante; y los coeficientes de transferencia de calor para las condiciones de enfriamiento y calentamiento son diferentes.

Para determinar la distribución de temperatura en las partículas sólidas aplicaron el teorema de Duhamel a la respuesta (modelada en términos de f_h y j) obtenida a través del cambio escalón en la temperatura del líquido. Se planteó el balance de energía de todo el sistema considerando la transferencia de calor entre el medio externo de calentamiento y el líquido del envase y entre este último y las partículas.

Sastry *et al.* (1985) simularon la distribución de temperaturas en hongos enlatados empleando un modelo tridimensional resuelto mediante elementos finitos, empleando como condición de contorno la temperatura del líquido cobertura obtenida experimentalmente.

Stoforos y Merson (1990) desarrollaron una técnica para determinar el coeficiente de transferencia de calor entre el líquido y la partícula utilizando solo como dato la temperatura del líquido. Resolvieron el balance de energía, modificado para partículas, en forma analítica utilizando la transformada de Laplace.

Márquez *et al.* (1998) aplicaron funciones de transferencia para simular la transferencia de calor en frambuesas inmersas en una solución acuosa de sacarosa y envasada en recipientes de vidrio.

Wang *et al.* (2000) calcularon numéricamente los patrones de velocidad, la distribución de temperaturas y el punto frío de alimentos líquidos que contienen partículas, empleando la suposición de un fluido hipotético con propiedades termodinámicas promedio.

Jiménez Islas *et al.* (2005) determinaron numéricamente la dinámica y ubicación del punto frío de alimentos líquidos que contienen partículas en suspensión empleando el enfoque del medio poroso.

Por su parte, Rabiey *et al.* (2007) simulon por medio del método numérico de volúmenes finitos la distribución de temperatura y flujo del fluido, durante el calentamiento convectivo de recipientes cilíndricos conteniendo alimentos particulados.

A su vez, la aplicación de funciones de transferencia para el análisis de problemas de transferencia relacionados al tratamiento térmico de alimentos ha resultado ser una herramienta válida. Con respecto a esto, algunos trabajos han sido desarrollados anteriormente por nuestro grupo de trabajo (Salvadori y Mascheroni, 1994; Salvadori, *et al.* 1994; Salvadori, 1994; Márquez *et al.*, 1998, 2001, 2002, 2003).

Cabe mencionar que en la mayoría de los trabajos presentados anteriormente se ha considerado una temperatura de proceso constante, lo que difiere de las condiciones características del procesamiento a pequeña escala donde la temperatura externa es en muchos casos variable con el tiempo. Por su parte, la resolución de los modelos desarrollados en dichos trabajos requiere de herramientas informáticas como ser softwares de cálculo o simulación, ordenadores de gran capacidad de procesamiento o de personal capacitado para su empleo, los cuales por general no se disponen en este tipo de establecimientos productivos.

En base a lo anterior, se evidencia la necesidad de contar con un método de cálculo que permita predecir, en forma rápida y sencilla, la evolución de la temperatura de conservas mixtas durante su procesamiento térmico. A su vez, este método debe ser aplicable a una amplia variedad de alimentos particulados de diferentes dimensiones y geometrías, inmersos en medio líquido y envasados en recipientes de diferentes volúmenes.

En la primer parte de este Capítulo (Sección 5.1) se propone como objetivo el desarrollo de un método de cálculo sencillo que permita simular la evolución térmica en alimentos particulados de geometrías regulares, envasados en recipientes de vidrio y expuestos a una temperatura externa variable durante su esterilización. A su vez determinar los tiempos de proceso acoplado a las temperaturas predichas cinéticas de inactivación de microorganismos.

En la segunda parte de este Capítulo (Sección 5.2) se plantea como objetivo la optimización del proceso de pasteurización en sistemas reales de conservas de tomates, determinándose para ello índices de calidad experimentales y simulados.

A continuación se detallan los diferentes sistemas de alimentos particulados en medio líquido analizados en este Capítulo:

5.1.1 Sistemas modelos de cilindros, cubos y esferas de polietileno de alta densidad

5.1.2. Materiales y Métodos

5.1.2.1. Muestras

Para las experiencias se utilizaron tres tipos de frascos de vidrio cilíndricos de diferentes dimensiones, las cuales se describen en la **Tabla 5.1.1**. Estos se llenaron con cilindros, cubos y esferas, de 1,0, 1,5 y 2,0 cm de longitud característica (LC) (diámetro, lado y diámetro, respectivamente) (**Figura 5.1.1**). La longitud de los cilindros fue diferente dependiendo del volumen y la altura del envase utilizado, siendo de 9,0, 11,0 y 10,0 cm para los frascos de 360, 660* y 660** cm^3 , respectivamente. Dichas formas y tamaños fueron seleccionadas de acuerdo a los productos y envases encontrados en el mercado. Como el objetivo fue simular la pasteurización y esterilización de frutas y hortalizas, se utilizó para la fabricación de estos cuerpos polietileno de alta densidad por tener propiedades térmicas similares a dichos vegetales ($\alpha = 1,7 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$). La cantidad de material colocado en cada frasco se calculó considerando una porosidad del 45%. Como líquido de cobertura se adicionó una solución de NaCl al 4%, hasta ocupar el 90% del volumen total del frasco.

Tabla 5.1.1. Dimensiones externas de los recipientes de vidrio.

Volumen de los frascos (cm^3)	Diámetro externo (cm)	Altura (cm)
360	7,32	11,95
660 *	8,72	15,05
660 **	8,99	13,63

5.1.2.2. Procesamiento térmico

El procesamiento térmico de las conservas se llevó a cabo en el autoclave descrito en la Sección 4.1. El mismo consistió de una fase inicial de calentamiento, de aproximadamente 30 minutos, donde la temperatura del autoclave aumenta de una temperatura inicial (temperatura ambiente), hasta una temperatura final de 118 °C, alcanzada cuando la presión en el interior del autoclave es de una atmósfera. En el

segundo periodo, de mantenimiento, la temperatura permaneció constante durante 14 minutos.



(a)



(b)



(c)

Figura 5.1.1. Envases y muestras: a) esferas, b) cilindros y c) cubos.

5.1.2.3. Adquisición de temperaturas

Las temperaturas fueron registradas mediante los sensores de temperatura y el equipo de adquisición de datos detallados en la Sección 4.3. Estos fueron colocados en

el interior del autoclave y en el centro térmico del producto. En cada proceso de esterilización se midió la temperatura simultáneamente en tres conservas, conteniendo partículas de igual geometría, pero diferenciándose entre ellas por el tamaño de dichas partículas. Las mismas fueron distribuidas simétricamente en el centro del nivel superior del autoclave y rodeadas por frascos llenos con agua (**Figura 5.1.2.**). Estas posiciones fueron seleccionadas por representar las condiciones menos favorables, es decir donde se obtiene un calentamiento más lento del producto dentro del autoclave.

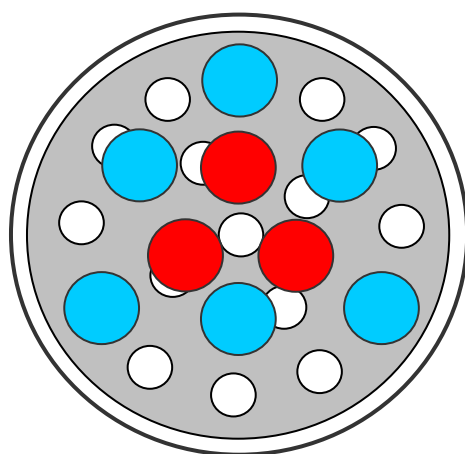


Figura 5.1.2. Vista superior del autoclave, mostrando la distribución de los frascos en su interior: (●) frasco donde se registró la temperatura; (●) frasco con agua.

Las experiencias se realizaron por triplicado y las historias térmicas se ajustaron utilizando los modelos propuestos, los cuales se describen en la sección siguiente. Los valores de los parámetros obtenidos fueron promediados.

5.1.2.4. Modelado de la penetración del calor

I) Se modeló la penetración del calor por medio del *Método fórmula* (o *Método Exponencial*) (Ball 1923, Ball y Olson, 1957). Este modelo exponencial, ampliamente utilizado para la predicción de temperaturas en el procesamiento industrial de conservas, se encuentra definido a través de los parámetros f_h y j_h por medio de la siguiente expresión:

$$T_c^* = \frac{T_r - T_c}{T_r - T_0} = j_h e^{-2.303t / f_h} \quad (5.1.1.)$$

o

$$\log T_c^* = -t / f_h + \log j_h \quad (5.1.2.)$$

El parámetro f_h se obtiene del recíproco de la pendiente de la recta que surge de la regresión lineal en un gráfico semilogarítmico de T_c^* vs. tiempo. El mismo representa el tiempo que tarda un punto del sistema, que es por lo general el centro térmico, en atravesar un ciclo logarítmico. El valor de f_h depende de las propiedades térmicas, en particular de la difusividad térmica, y de la forma y dimensiones del producto. Para alimentos conductivos el valor de f_h es mayor que 20 minutos, mientras que para alimentos donde se desarrollan fenómenos convectivos estos valores se encuentran entre 4 y 11 minutos para los tamaños de frascos comúnmente encontrados en el mercado (Holdsworth, 1997).

Por su parte el parámetro j_h es conocido como factor de retraso y mide el tiempo en el cual el sistema alcanza una velocidad de calentamiento constante. El valor de j_h puede ser calculado a partir del $\log j_h$ que representa la ordenada al origen de la recta antes mencionada. El valor de j_h puede variar, aproximadamente, entre 1 y 2 dependiendo de la posición a la cual se mide la temperatura, la forma del producto o del envase y la distribución de temperaturas iniciales.

II) Del estudio de las formas de las curvas de calentamiento obtenidas experimentalmente (ver **Figura 5.1.3**) se propuso un *Modelo Sigmoideo* definido por la ecuación 5.1.3 y caracterizado por cuatro parámetros: A_1 , A_2 , x_o , y d_t

$$T_c = \frac{(A_1 - A_2)}{1 + e^{(t-x_o)/d_t}} + A_2 \quad (5.1.3)$$

siendo A_1 la temperatura pseudo-inicial en el centro térmico del producto (°C), A_2 la temperatura final del autoclave (°C), x_o el tiempo en que el centro térmico tarda en llegar a una temperatura $(A_1+A_2)/2$ y d_t la primer derivada de T_c evaluada en x_o .

Para la obtención de los parámetros se regresionaron los datos experimentales, usando el programa de cálculo Origin versión 7.0, prescribiendo el parámetro A_2 , y considerándolo igual a la temperatura final del autoclave.

5.1.2.5. Cálculo de letalidad microbiana

Las letalidades acumuladas fueron calculadas por medio de la ecuación (5.1.4), a partir de las historias térmicas determinadas experimentalmente y simuladas por los modelos previamente mencionados.

$$F = \int_0^t 10^{(T-121,1)/10} dt \quad (5.1.4)$$

Los valores de letalidad acumulada (F) se obtuvieron por integración numérica aproximada mediante el método Newton-Cotes de segundo orden usando planilla de cálculo de Excel versión 7.0.

5.1.2.6. Validación del modelo

La bondad de los modelos fue evaluada comparando los valores de temperatura experimentales con los predichos. A los fines de realizar dichas comparaciones se calculó el error relativo medio absoluto, utilizando la expresión (5.1.5):

$$\varepsilon_{medio} (\%) = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m \frac{|T_s - T_e|}{T_e} 100 \quad (5.1.5)$$

Los valores obtenidos para las letalidades acumuladas también fueron comparados, para esto se calculó el error relativo absoluto (ecuación 5.1.6):

$$\varepsilon (\%) = \frac{|F_s - F_e|}{F_e} 100 \quad (5.1.6)$$

5.1.3. Resultados y Discusión

En las **Figuras 5.1.3.a, 5.1.3.b y 5.1.3.c** se muestran las historias térmicas de cilindros, cubos y esferas envasados en frascos de 360 cm³, durante su procesamiento térmico a una temperatura externa variable. En estas se puede observar un período inicial donde el producto mantiene su temperatura constante, lo que se conoce como tiempo de retardo. Este retardo depende principalmente del diámetro, espesor y material del envase, y de las dimensiones y propiedades térmicas (mayor difusividad térmica implica menor retardo) del producto. En dichas figuras también puede observarse que a mayor longitud característica (LC) de las partículas dicho retardo resultó mayor.

Por su parte el perfil de temperaturas del autoclave muestra dos períodos: un período inicial de calentamiento con un incremento continuo (hasta aproximadamente

80°C y luego con una menor pendiente) y un segundo período de temperatura constante, regulada por la presión interna del autoclave, tal como se detalló en la Sección 4.2.

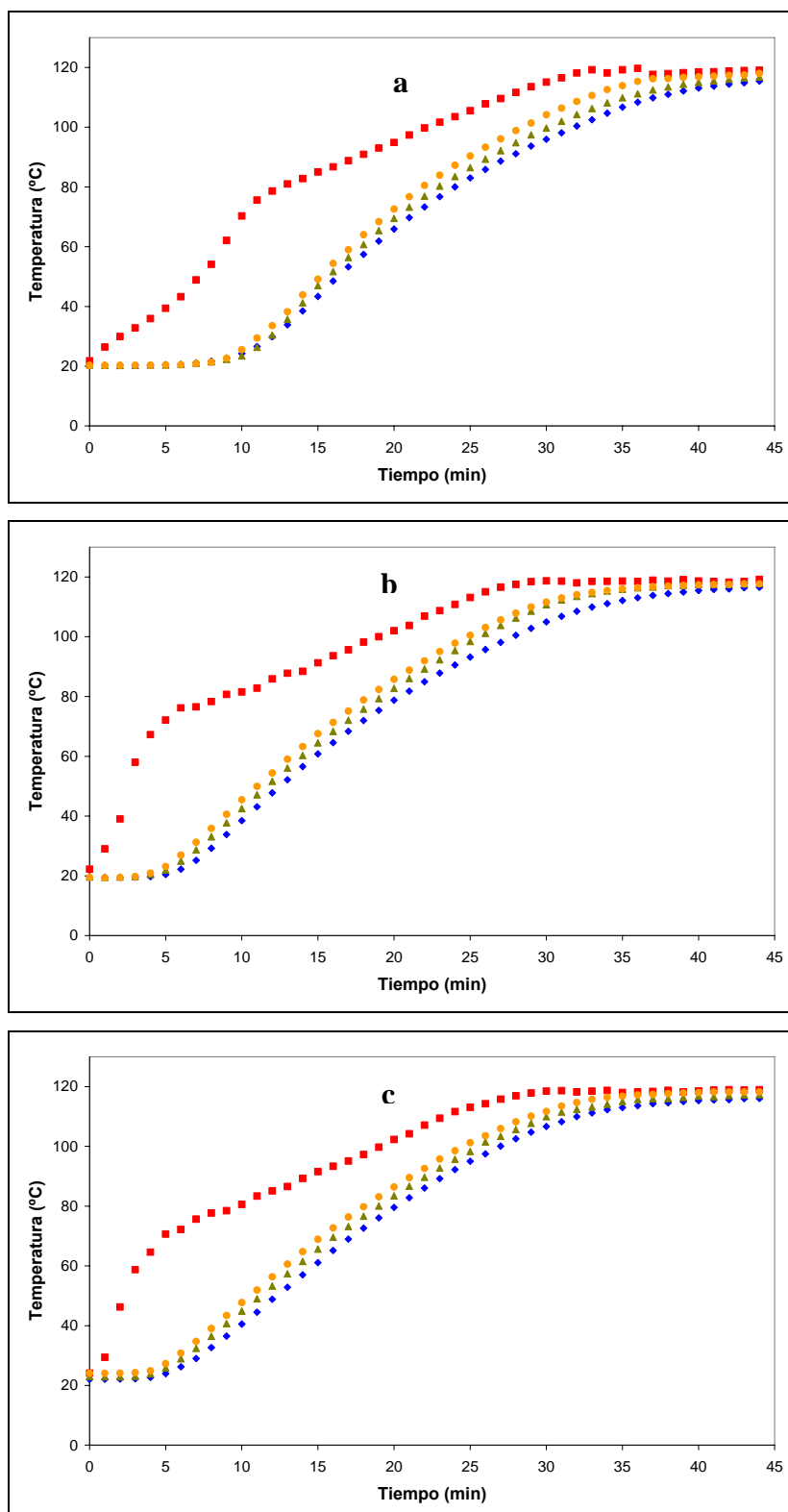


Figura 5.1.3. Evolución térmica experimental de (a) cilindros, (b) cubos y (c) esferas.

(■) autoclave, (●) 1,0 cm, (▲) 1,5 cm, (◆) 2,0 cm.

La **Figura 5.1.4** muestra las historias térmicas de cubos de 1,5 cm de *LC* envasados en los tres tamaños de frascos analizados en este trabajo. En la misma se observa que la evolución térmica del autoclave fue similar para los dos tipos de envases de 660 cm³, pero estas difieren cuando se emplean frascos de 360 cm³. Esta diferencia es apreciable a temperaturas menores a 80°C y podría deberse a las diferencias entre volúmenes de espacio libre que se presentan entre los dos tamaños de envases. Cuando se emplean frascos de 360 cm³ el espacio libre en el autoclave es menor, debido a que se puede generar una disposición más compacta que con frascos de 660 cm³. Esto hace que el volumen de aire sea menor y por ende también la resistencia a la transferencia de calor. A temperaturas mayores a 80°C las historias térmicas del autoclave tienden a superponerse. Esto podría deberse a que al saturarse el aire con vapor de agua facilita la transferencia del calor hacia los envases, haciéndose la velocidad de la misma independiente del volumen ocupado por los frascos. Por su parte, en la **Figura 5.1.4**, puede observarse como el retardo del producto se incrementó con el diámetro del envase, comportamiento que también ha sido descrito por Márquez *et al.*, (2003).

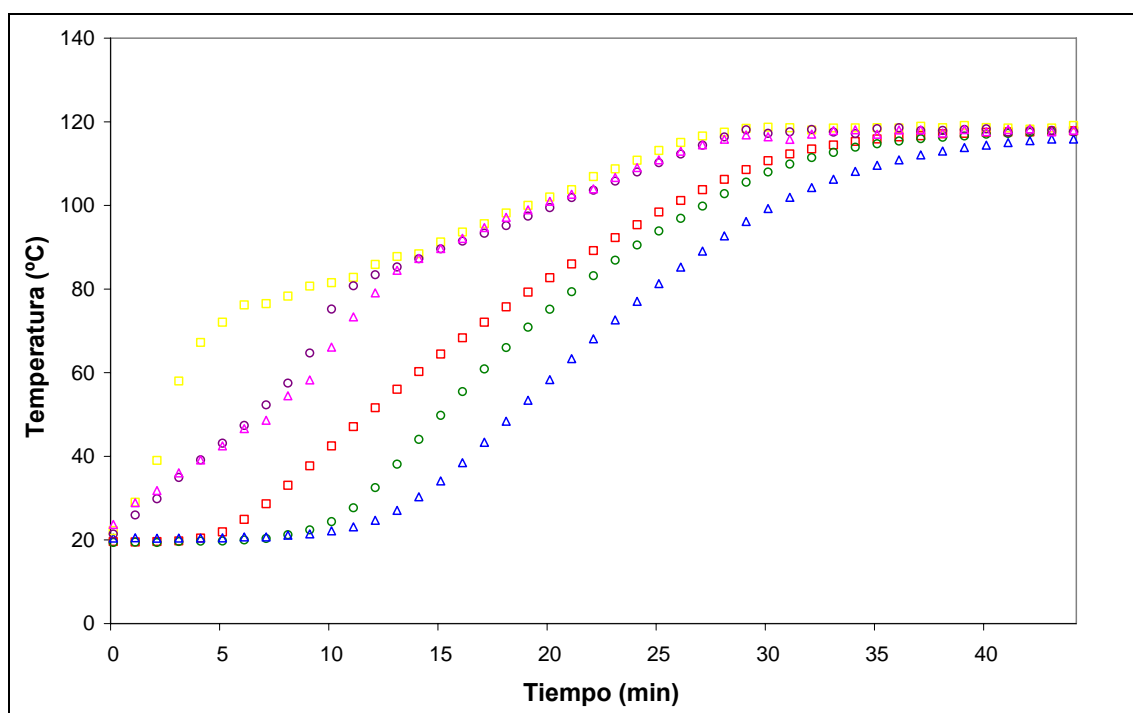


Figura. 5.1.4. Evolución experimental de la temperatura del autoclave y del centro geométrico de un cubo de 1,5 cm de lado. 360 cm³: (□) cubo, (□) autoclave; 660* cm³: (○) cubo, (○) autoclave; 660** cm³: (△) cubo, (△) autoclave.

La **Figura 5.1.5** muestra las temperaturas experimentales y simuladas (por

ambos métodos) para cilindros de 2,0 cm de diámetro en un frasco de 660** cm³. Como se puede observar, el *Modelo Exponencial* simula la temperatura de forma satisfactoria a tiempos largos de procesamiento, pero a tiempos cortos las desviaciones son considerables. Este modelo podría ser utilizado para productos de baja acidez (vegetales), donde los tiempos de proceso son largos y por lo tanto el error en la predicción de las temperaturas iniciales no tiene demasiada incidencia en el cálculo de la letalidad acumulada. Por otro lado, el *Modelo Sigmoideo* predice con buena precisión tanto a tiempos de proceso cortos como a tiempos largos. Por tal motivo este modelo sería más conveniente que el *Método Fórmula*, para ser aplicado al procesamiento de alimentos ácidos, como ser en conservas de frutas, donde los tiempos de proceso son cortos.

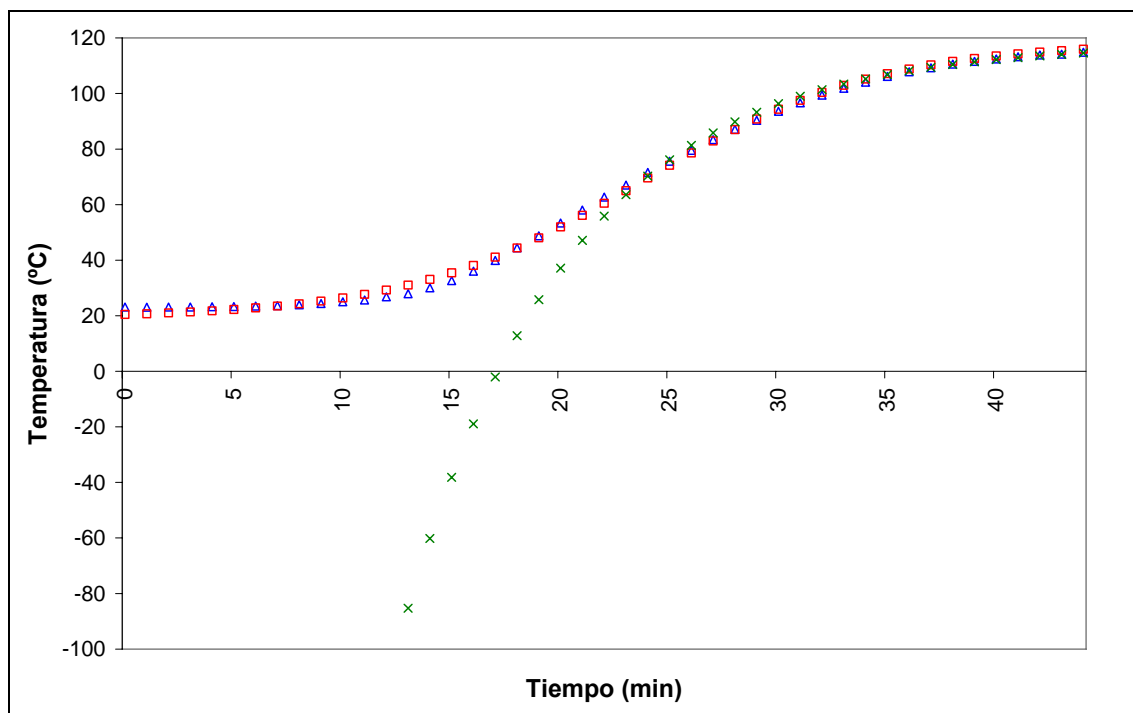


Figure 5.1.5. Historia térmica experimental y simulada de un cilindro de 2,0 cm de diámetro. (Δ) Experimental; (\times) *Modelo Exponencial* y (\square) *Modelo Sigmoideo*.

El comportamiento para ambos modelos se reiteró en la simulación de las demás geometrías y dimensiones del producto y del envase.

Los errores relativos medios absolutos (ε_{medio}) calculados por medio de la ecuación 5.1.5 para todas las temperaturas predichas con el *Modelo Sigmoideo*, fueron inferiores al 6 %, lo cual demuestra la validez del mismo (Tablas 5.1.2.a, 5.1.2.b y 5.1.2.c). Por su parte los valores de ε_{medio} calculados para el *Modelo Exponencial*

resultaron ser considerablemente superiores ($>100\%$) para todos los casos estudiados.

Tabla 5.1.2.a. ε_{medio} calculados para las temperaturas predichas por el *Modelo Sigmoido* para cilindros.

Volumen de envases (cm^3)	<i>LC (cm)</i>		
	<i>1,0</i>	<i>1,5</i>	<i>2,0</i>
360	4,20	4,27	4,11
660*	3,47	4,78	4,67
660**	2,22	2,83	3,35

Tabla 5.1.2.b. ε_{medio} calculados para las temperaturas predichas por el *Modelo Sigmoido* para cubos.

Volumen de envases (cm^3)	<i>LC (cm)</i>		
	<i>1,0</i>	<i>1,5</i>	<i>2,0</i>
360	2,76	3,10	3,70
660*	4,62	4,47	4,95
660**	3,91	3,81	4,27

Tabla 5.1.2.c. ε_{medio} calculados para las temperaturas predichas por el *Modelo Sigmoido* para esferas.

Volumen de envases (cm^3)	<i>LC (cm)</i>		
	<i>1,0</i>	<i>1,5</i>	<i>2,0</i>
360	2,45	2,25	2,32
660*	5,26	3,77	4,04
660**	3,38	2,38	3,55

Las letalidades acumuladas (F) calculadas para las temperaturas experimentales y simuladas por el *Modelo Sigmoido*, para un proceso de 44 minutos que incluye las etapas de calentamiento y mantenimiento, para las diferentes medidas de envases y productos son presentadas en las **Figuras 5.1.6.a, 5.1.6.b y 5.1.6.c**, para cilindros, cubos y esferas, respectivamente. Para los cubos y las esferas se observó que F es menor cuando la longitud característica del producto incrementa. Esta misma tendencia se

observó con el aumento del diámetro del frasco, a excepción de los envases de 660 cm³ rellenos con cilindros donde el envase 660* presentó un valor de F menor que el frasco 660** de mayor diámetro externo. Esto podría deberse a la mayor longitud de los cilindros con los cuales se llenó el envase 660* con respecto al 660**. De lo anterior se deduce que el valor de letalidad y por ende la velocidad de calentamiento de conservas mixtas, tiene una mayor dependencia con el tamaño de las partículas del producto que con las dimensiones del envase.

Asimismo, en la mayoría de los casos, los valores de F predichos por el modelo fueron inferiores a los reales, lo cual resulta favorable desde el punto de vista de la seguridad microbiológica, ya que se estimarían con los mismos tiempos de procesos iguales o superiores a los necesarios para obtener inocuidad.

Finalmente a los fines de comparar la bondad de ambos modelos para estimar la letalidad acumulada (F) y por ende el tiempo de proceso, se presentan en las **Figuras 5.1.7a, 5.1.7b y 5.1.7c** los errores relativos absolutos (ε) obtenidos para las mismas calculadas a través de los modelos *Sigmoideo* y *Exponencial*. En la mayoría de los casos, los valores calculados para el *Modelo Sigmoideo* resultaron inferiores a los calculados a través del exponencial, lo que demuestra que este modelo resulta más apropiado para las condiciones de procesamiento térmico consideradas en este trabajo.

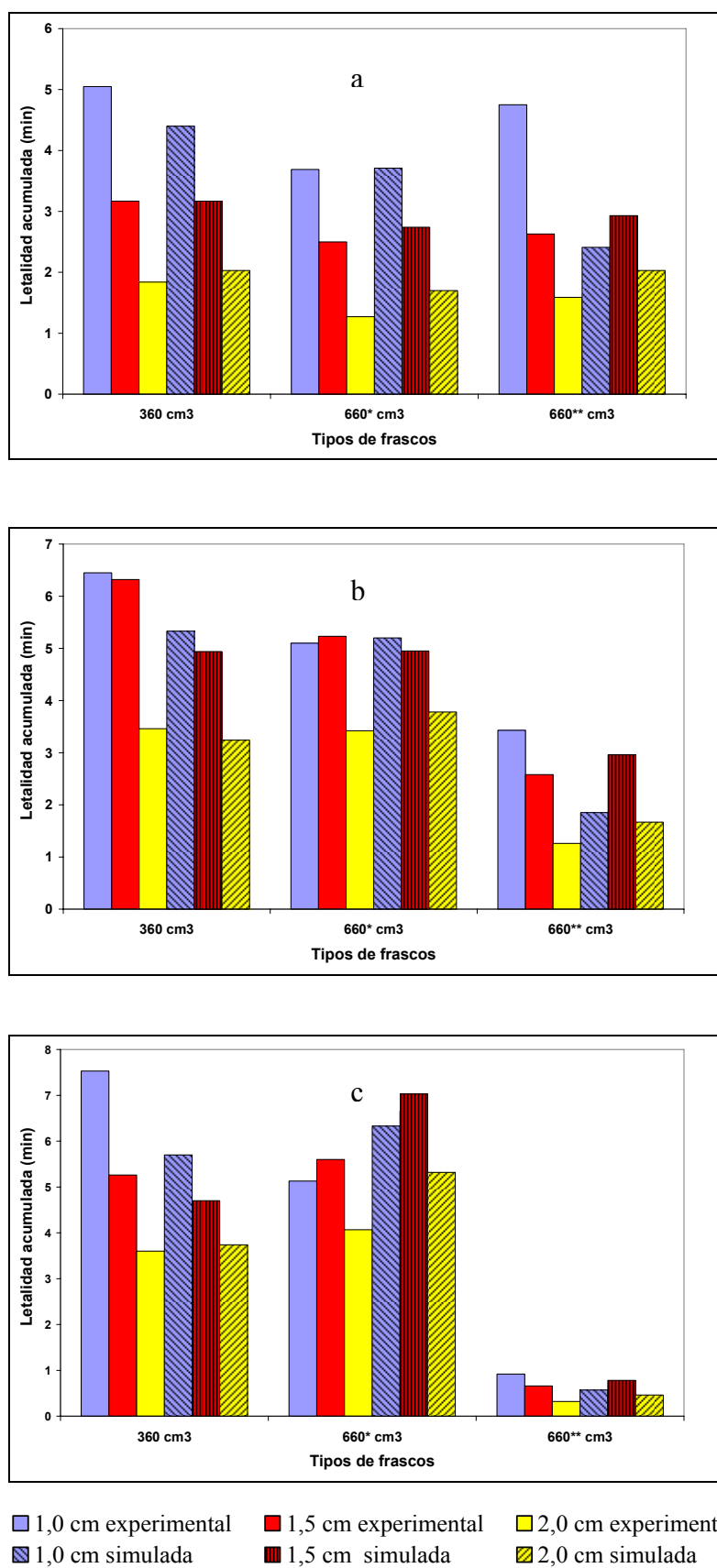


Figura 5.1.6. Letalidades acumuladas (F) experimentales y simuladas por el *Modelo Sigmoideo* para a) cilindros, b) cubos y c) esferas.

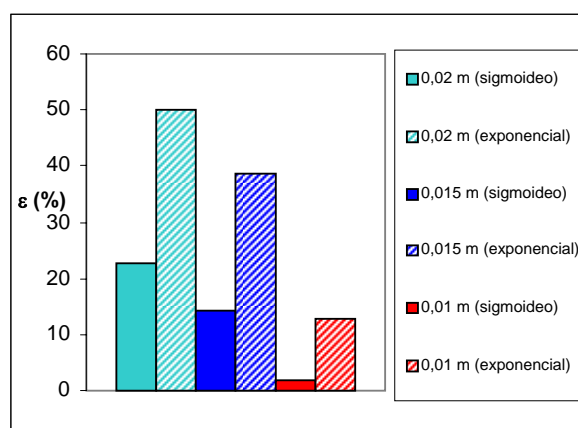


Figura 5.1.7.a. Errores relativos absolutos (ε) de las letalidades alcanzadas por cilindros.

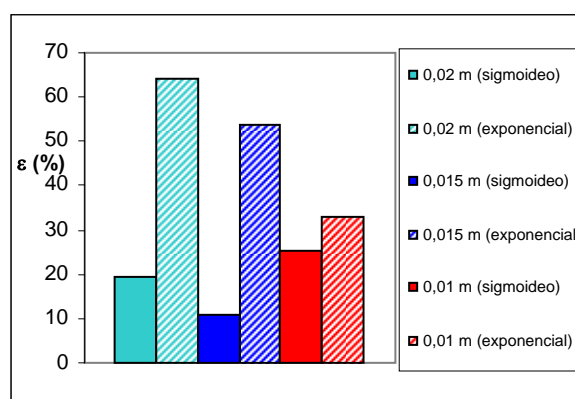


Figura 5.1.7.b. Errores relativos absolutos (ε) de las letalidades alcanzadas por cubos.

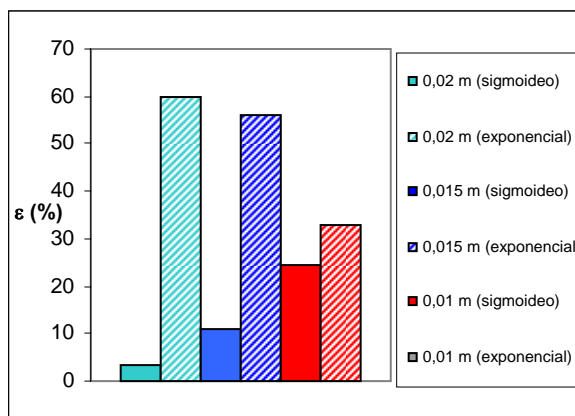


Figura 5.1.7.c. Errores relativos absolutos (ε) de las letalidades alcanzadas por esferas.

De los resultados presentados previamente se observa la ventaja del modelo *Sigmoideo* por sobre el *Exponencial*, debido a que el primero reproduce con buena precisión la totalidad de la historia térmica del producto procesado. Este modelo podrá ser utilizado para predecir con precisión no solamente la destrucción microbiana, sino también la variación de índices de calidad (color, textura, pérdida de nutrientes, etc.),

empleando modelos cinéticos acoplados a la historia térmica predicha.

En base a lo anterior, a continuación se presentan en las **tablas 5.1.3.a, 5.1.3.b y 5.1.3.c.** los parámetros del *Modelo Sigmoido* calculados a partir de las historias térmicas correspondientes a cilindros, cubos y esferas, respectivamente.

Tabla 5.1.3.a. Parámetros del *Modelo Sigmoido* para cilindros.

<i>Volumen del envase (cm³)</i>	<i>LC (cm)</i>	<i>A₁ (°C)</i>	<i>A₂ (°C)</i>	<i>x₀ (min)</i>	<i>d_t (min)</i>
360	1,0	16,18	118,05	18,71	5,28
	1,5	14,87	118,05	19,18	5,90
	2,0	13,88	118,05	20,01	6,56
660*	1,0	19,96	118,22	21,82	4,87
	1,5	18,02	118,22	22,39	5,29
	2,0	18,49	118,22	24,19	5,56
660**	1,0	20,90	118,22	21,07	4,49
	1,5	20,13	118,22	22,98	5,00
	2,0	19,31	118,22	23,82	5,40

Tabla 5.1.3.b. Parámetros del *Modelo Sigmoido* para cubos.

Volumen del envase (cm ³)	LC (cm)	A ₁ (°C)	A ₂ (°C)	x ₀ (min)	d _t (min)
360	1,0	4,07	118,44	13,90	6,26
	1,5	6,28	118,44	14,91	6,20
	2,0	2,63	118,44	15,51	7,01
660*	1,0	13,2	117,96	18,30	4,86
	1,5	13,2	117,96	18,51	4,93
	2,0	11,44	117,96	18,82	5,49
660**	1,0	15,38	117,88	20,83	4,94
	1,5	16,36	117,88	22,20	5,01
	2,0	16,03	117,88	23,90	5,51

Tabla 5.1.3.c. Parámetros del *Modelo Sigmoido* para esferas.

Volumen del envase (cm ³)	LC (cm)	A ₁ (°C)	A ₂ (°C)	x ₀ (min)	d _t (min)
360	1,0	11,05	118,52	14,35	6,10
	1,5	9,20	118,52	14,90	6,44
	2,0	8,61	118,52	15,95	6,68
660*	1,0	14,10	118,37	17,26	4,88
	1,5	17,60	118,37	17,70	4,48
	2,0	15,11	118,37	18,49	5,02
660**	1,0	20,79	117,37	27,84	4,61
	1,5	21,11	117,37	29,25	4,59
	2,0	21,07	117,37	30,03	4,95

En el *Modelo Sigmoideo*, el parámetro x_0 (min) está relacionado con el retardo del sistema y está definido como el tiempo en el cual se alcanza una temperatura equivalente a $(A_1 + A_2)/2$. Este parámetro aumenta con la LC de la partícula y con el diámetro externo del envase. Por su parte d_t (min) incrementa con LC , y está relacionado la velocidad de calentamiento del sistema (a mayor velocidad de calentamiento menor es d_t). Las **Figuras 5.1.8.a, 5.1.8.b y 5.1.8.c.** muestran que x_0 incrementa en forma lineal con LC para las tres geometrías y aumenta con el incremento del tamaño del frasco.

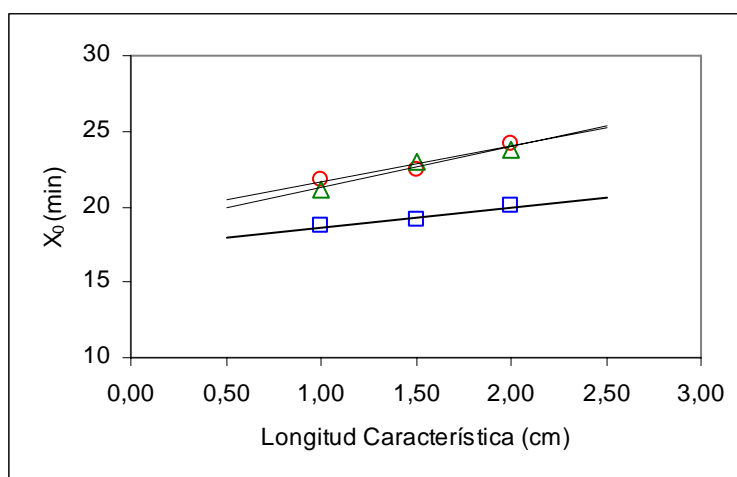


Figura 5.1.8.a. Variación de x_0 con la longitud característica de cilindros para diferentes envases: (□) 360 cm³, (○) 660* cm³, (△) 660** cm³.

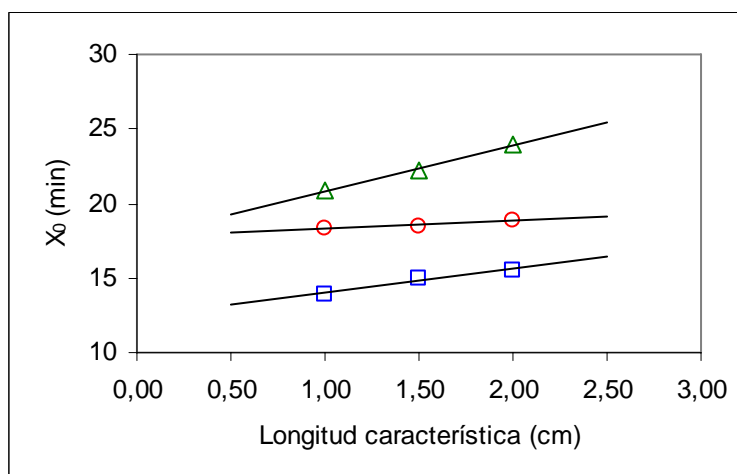


Figura 5.1.8.b. Variación de x_0 con la longitud característica de cubos para diferentes envases: (□) 360 cm³, (○) 660* cm³, (△) 660** cm³.

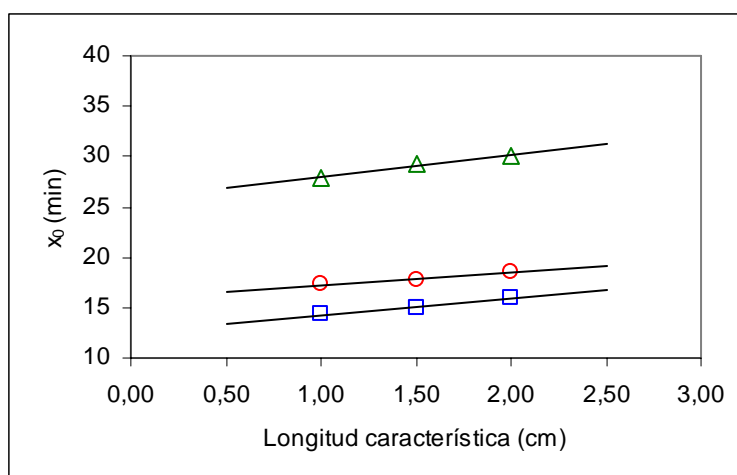


Figura 5.1.8.c. Variación de x_0 con la longitud característica de esferas para diferentes envases: (□) 360 cm³, (○) 660* cm³, (△) 660** cm³.

Con el propósito de obtener una relación para el parámetro d_t independiente de la temperatura inicial y final (relacionadas con A_1 y A_2 , respectivamente) se definió el parámetro $(A_2 - A_1)/(4 d_t)$ (°C/min). Este representa la primera derivada de T_c respecto del tiempo, evaluada en x_0 y está directamente relacionado con la velocidad de calentamiento. Para estos sistemas dicho parámetro varía linealmente con el tamaño de partícula del alimento, como se muestra en las **Figuras 5.1.9.a, 5.1.9.b y 5.1.9.c**.

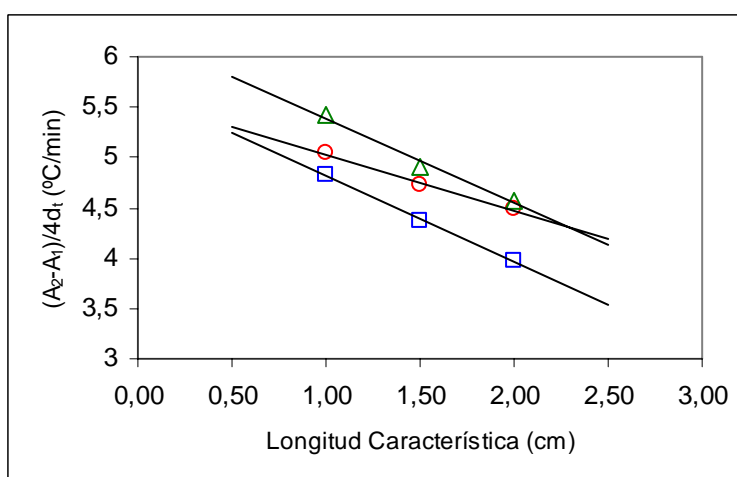


Figura 5.1.9.a. Variación de $(A_2 - A_1)/(4d_t)$ con la longitud característica de cilindros para los diferentes envases. (□) 360 cm³, (○) 660* cm³, (△) 660** cm³.

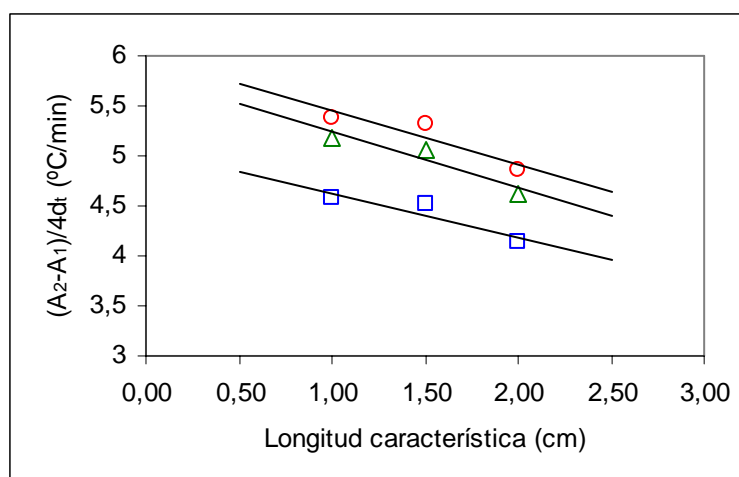


Figura 5.1.9.b. Variación de $(A_2-A_1)/(4d_t)$ con la longitud característica de cubos para los diferentes envases. (□) 360 cm³, (○) 660* cm³, (△) 660** cm³.

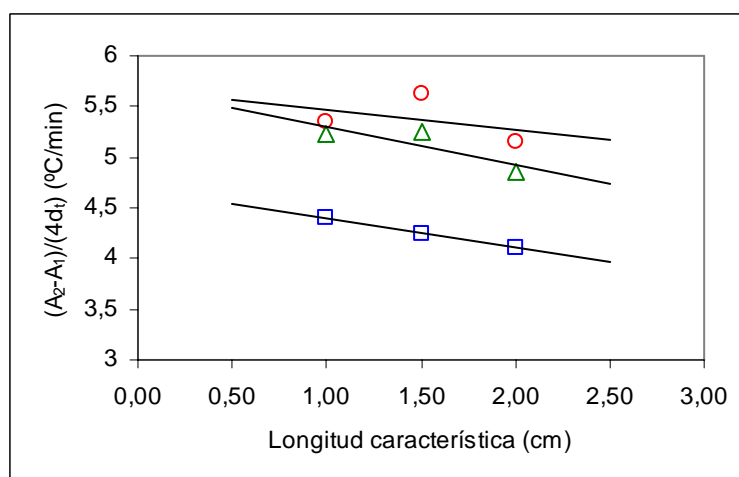


Figura 5.1.9.c. Variación de $(A_2-A_1)/(4d_t)$ con la longitud característica de esferas para los diferentes envases. (□) 360 cm³, (○) 660* cm³, (△) 660** cm³.

A partir de la regresiones anteriores es posible estimar dichos parámetros para LC intermedias a los tamaños considerados.

5.1.4. Conclusiones

Se ha propuesto con el *modelo Sigmoideo* un método simple para la predicción de la evolución térmica de alimentos particulados, de distintas geometrías y dimensiones, envasados en frascos de vidrio. El mismo puede resultar de gran utilidad para la estimación de los tiempos del tratamiento térmico particularmente en condiciones de proceso a pequeña escala. Mientras tanto el *Modelo Exponencial*, si bien es muy útil en condiciones procesamiento industrial, donde la temperatura final del

autoclave es constante y se alcanza rápidamente por medio de inyección de vapor, no logra una predicción satisfactoria en las condiciones de procesamiento consideradas en este trabajo. El modelo propuesto logró una buena predicción de la evolución térmica de estos alimentos, para todas las condiciones analizadas. Además, se encontró que los parámetros del modelo, x_o y $(A_2-A_I)/(4d_t)$, se pueden correlacionar linealmente con la longitud característica para cada geometría, y para los diferentes tamaños de envases, lo que posibilitaría la simulación térmica de cuerpos de dimensiones intermedias a las estudiadas en este trabajo.

5.2. Optimización del procesamiento térmico de conservas mixtas

El tratamiento térmico es uno de los métodos más antiguos que se emplean para la conservación de vegetales, no obstante dicha tecnología sigue aún desarrollándose. Los últimos avances han sido orientados principalmente a obtener una mejor utilización de la energía, una producción mas eficiente y una mejor calidad del producto (Chen, 2002). En este sentido, la optimización de la esterilización térmica de alimentos requiere de una situación de compromiso entre los efectos beneficiosos y los destructivos del calor sobre el alimento (Durance, 1997). La aplicación de calor en el alimento produce la destrucción de microorganismos e inactivación de enzimas, y al mismo tiempo se producen pérdidas en componentes nutricionales y organolépticos. Desde el primer estudio de optimización realizado por Teixeira (1969), numerosos autores presentaron métodos computacionales destinados a diseñar y/o optimizar este tipo de procesos (ver reviews de Durance, 1997; Holdsworth, 1985; Ramaswamy *et al.*, 1997; Ramesh, 1993; Silva, 1993; Banga, 2003); sin embargo la mayoría de ellos han sido aplicados a alimentos conductivos envasados en latas. En alimentos mixtos se ha demostrado que la utilización de autoclaves rotativas posee ventajas comparativas con respecto a la de autoclaves estáticas. Estas mejoran la transferencia de calor, disminuyen el tiempo de proceso, uniformizan la distribución de temperatura y como consecuencia de ello se logra obtener un producto final de mayor calidad. No obstante ello los pequeños productores de conservas no disponen por lo general de esta tecnología.

En base a lo anterior se plantea como objetivo, para esta segunda parte del Capítulo 5, el diseño y optimización del proceso de pasteurización, aplicado a conservas de tomates, determinándose para ello índices de calidad experimentales y simulados.

5.2.1. Conservas de tomate

Como ya hemos mencionado, en las conservas envasadas en frascos de vidrio la apariencia visual es el principal atributo de calidad considerado por el consumidor, y particularmente en tomates los dos factores más importantes para la determinación de calidad son textura y color (Batu, 2004). Por esto es necesario encontrar el proceso óptimo que permita alcanzar el valor de esterilidad necesario para obtener un alimento con inocuidad microbiológica y minimizar las pérdidas calidad, particularmente de firmeza y color.

El objetivo de esta sección fue optimizar el proceso de pasteurización de conservas de tomates, evaluando distintos tratamientos térmicos mediante índices de calidad experimentales (firmeza y color) y modelar la transferencia del calor a los efectos de obtener la distribución de temperaturas en el tomate y a partir de ella estimar índices de calidad cinéticos.

5.2.2. Materiales y Métodos

5.2.2.1. Muestras

Para el desarrollo de las experiencias se prepararon conservas de tomates cherry (*Lycopersicum esculentum* Mill. *Var. cerasiforme*) comprados en el mercado local. Los mismos fueron lavados y colocados en frascos de vidrio de 660 cm³ de 8,72 y 15,05 cm de diámetro y altura, respectivamente. La cantidad de material colocado en cada frasco se calculó considerando una porosidad del 45%. Como líquido de cobertura se adicionó una solución de NaCl al 4%, hasta ocupar el 90% del volumen total del frasco (ver **Figura 5.2.1**).



Figura 5.2.1. Conserva de tomates cherries.

5.2.2.2 Adquisición de temperaturas

Las temperaturas fueron medidas cada 15 s en el centro geométrico de un tomate ubicado en el centro térmico del frasco, en el líquido de cobertura, en el autoclave y en el baño de enfriamiento termostatzado. Para ello se utilizaron las termocuplas y el equipo de adquisición de señales descrito en la Sección 4.3.

5.2.2.3. Procesamiento térmico

Se diseñaron tres procesos de pasteurización, con las siguientes temperaturas del medio de calentamiento durante el período de mantenimiento: (I) 80°C, (II) 90°C y (III) 100°C y distintos tiempos de procesamiento, a los efectos de alcanzar una misma inactivación microbiana (procesos isoetales). Con este objetivo la letalidad acumulada (F_{100}^{15}) (ecuación 5.2.1) fue fijada de 1,55 minutos recomendado por York *et al.* (1975) para este tipo de productos.

$$F = \int_0^t 10^{(T-100)/15} dt \quad (5.2.1)$$

5.2.2.4. Modelado de la penetración de calor

Se desarrolló un modelo matemático que describe la transferencia de calor conductiva a través del vegetal con condiciones de contorno convectivas:

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla \cdot (k(T) \nabla T) \quad (5.2.2)$$

Condiciones iniciales:

$$T = T(x, y, z, 0) \quad (5.2.3)$$

Condiciones de contorno:

$$k(T)(\nabla T \cdot n) = h_{fp}(T_l - T) \quad (5.2.4)$$

Se consideraron condiciones de contorno naturales y las siguientes propiedades termo-físicas empleadas por Marra y Romano (2001) para tomates:

$$\rho = 1200 \text{ kg/m}^3 \quad (5.2.5)$$

$$c_p = -2,16 \cdot 10^{-5} T^2 + 0,0110 T + 1,579 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1} \quad (5.2.6)$$

$$k = 7 \cdot 10^{-5} (T + 273,15)^2 - 0,043(T + 273,15) + 6,86 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1} \quad (5.2.7)$$

El mismo fue resuelto por medio del método de elementos finitos usando como software de cálculo COMSOL Multiphysics versión 3.2.

El coeficiente de transferencia de calor entre el líquido de cobertura y el tomate (h_{fp}) fue obtenido minimizando la sumatoria de los cuadrados de los residuos (SCR) entre los valores de las temperaturas experimentales y los predichos por el modelo.

$$SCR = \sum (T_e - T_s)^2 \quad (5.2.8)$$

El código en lenguaje Matlab, generado por COMSOL 3.2, para resolver el modelo matemático planteado y el desarrollado para estimar el coeficiente h_{fp} se muestran en el Apéndice A.

5.2.2.5. Determinación de parámetros de calidad

5.2.2.5.1. Textura

La textura de los tomates fue medida por medio de un ensayo de punción con el analizador de textura previamente descrito en el Capítulo 4. Dicho ensayo se llevó a cabo empleando una sonda cilíndrica de 3mm de diámetro con las siguientes parámetros instrumentales: velocidad de pre-ensayo 2mm/s; velocidad de ensayo 1 mm/s; velocidad de post-ensayo 2mm/s; fuerza 0,2 N; velocidad de adquisición de datos 25 pps. Durante el ensayo se registró la fuerza en función de la distancia de penetración desde que la sonda se contactó con la muestra hasta la ruptura de su piel. El valor de la firmeza (f) (N mm⁻¹) se calculó como la pendiente de la recta que se obtiene de regresionar linealmente los valores determinados por el ensayo.

Se determinó la firmeza para diez muestras sin procesar y diez procesadas por cada tratamiento térmico. Los resultados fueron expresados como variación relativa porcentual respecto al valor inicial de la muestra.

$$Vrf(\%) = \frac{f_{inicial} - f_{final}}{f_{inicial}} 100 \quad (5.2.9)$$

5.2.2.5.2. Color

Se determinaron los parámetros L^* , a^* y b^* en la superficie del tomate por medio del colorímetro descrito en la Sección 4.5.1, obteniéndose de esta forma los parámetros correspondientes a las muestras procesadas y sin procesar. Para evaluar el efecto del proceso de pasteurización en el producto, se determinó la variación relativa

porcentual de los parámetros de color (L^* , a^* y b^*) de manera análoga a la variación de firmeza (ecuación 5.2.9) y el cambio total de color (ΔE), mediante la ecuación 5.2.10:

$$\Delta E = \sqrt{\Delta L^{*2} + \Delta a^{*2} + \Delta b^{*2}} \quad (5.2.10)$$

5.2.2.5.3. Valor de cocción

El valor de cocción superficial y el valor de cocción volumétrico se determinaron empleando la ecuación 5.2.11 y 5.2.12, respectivamente, acopladas a las temperaturas predichas por el modelo propuesto.

$$C_{sup} = \frac{I}{S} \int_0^t \int_{\Gamma} 10^{(T - T_{ref})/z_c} d\Gamma dt \quad (5.2.11)$$

$$C_{medio} = \frac{I}{V} \int_0^t \int_{\Omega} 10^{(T - T_{ref})/z_c} d\Omega dt \quad (5.2.12)$$

Se consideró como temperatura de referencia (T_{ref}) un valor de 100°C y un valor z_c de 25°C. El valor de z_c fue tomado sobre la base de un promedio de los valores correspondientes a la cinética de deterioro de componentes químicos (Lau y Tang, 2002). El código computacional desarrollado en lenguaje Matlab se presenta en el Apéndice A.

5.2.3. Resultados y Discusión

En las **Figura 5.2.2.** se muestran la evolución de la temperatura del autoclave, del centro geométrico del tomate ubicado en el centro térmico y del baño de enfriamiento para los procesos de pasteurización I, II y III. En estas se observa que los procesos difieren principalmente en la temperatura y el tiempo de duración de la etapa de mantenimiento, mientras que las etapas de calentamiento y enfriamiento fueron similares. Los tiempos de mantenimiento fueron de 65,5, 18,25 y 9,0 minutos para los procesos a 80, 90 y 100°C, respectivamente. Por el contrario los tiempos de la etapa de enfriamiento, dentro del autoclave y en el baño, disminuyeron con la temperatura de mantenimiento del proceso.

Por su parte las temperaturas del líquido y del tomate presentaron un retardo inicial considerable, esto es característico de conservas envasadas en recipientes de vidrio, debido a su gran espesor y baja difusividad térmica. A su vez la diferencia de temperatura entre el líquido y el centro térmico del producto se incrementó con la temperatura máxima del proceso, lo cual podría atribuirse a que a mayores temperaturas del medio de calentamiento se produce un calentamiento menos uniforme del producto.

Otro análisis interesante que surge de la observación de las figuras anteriores es la variación del aporte de la etapa de enfriamiento a la letalidad acumulada (F) entre los diferentes procesos. Dicha contribución, a la letalidad acumulada total (F), aumentó con la temperatura máxima del proceso, siendo del 14, 69 y 83% para los procesos I, II y III, respectivamente. Esto hace evidente que para el diseño de un proceso térmico, especialmente en productos envasados en recipientes de vidrio, es necesario considerar la destrucción microbiana que se produce durante la etapa de enfriamiento.

Por otra parte, las temperaturas obtenidas por simulación para el centro geométrico del tomate fueron validadas exitosamente con las experimentales, con errores relativos medios absolutos (ε_{medio}) inferiores al 5 %. Las letalidades alcanzadas por los tres procesos fueron similares, y mayores a 1,55 minutos (mínimo recomendado).

El coeficiente de transferencia calórica en la interfase que permitió ajustar adecuadamente las temperaturas experimentales con las predichas, fue de $h_{fp} = 615 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$.

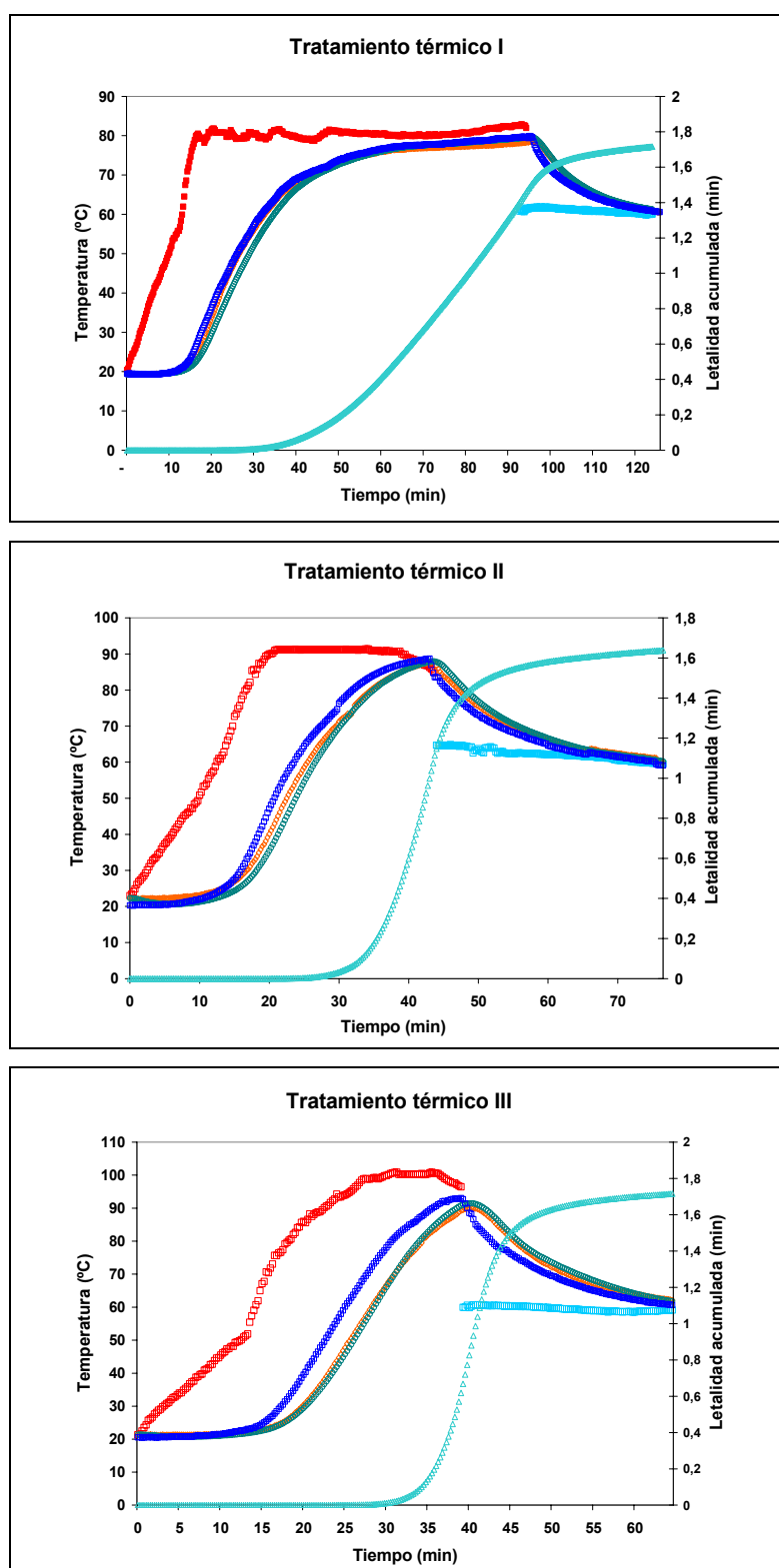


Figura 5.2.2. Evolución de la temperatura y de la letalidad acumulada durante el proceso térmico I, II y III: (□) autoclave, (□) baño termostatzado, (□) líquido de cobertura, (◇) centro térmico experimental, (○) centro térmico simulado, (△) letalidad acumulada.

A modo de ejemplo se muestra en la **Figura 5.2.3.** una fotografía del tomate, su aproximación geométrica mediante un esferoide prolato, el mallado computacional y el perfil interno de temperaturas, a los 30 y a los 40 minutos de iniciado el proceso térmico III.

En la **Figura 5.2.4.** se presenta la distribución y evolución de la temperatura en un plano longitudinal del tomate. En esta se exhibe claramente como varían los patrones de temperaturas que se generan en el interior del mismo en función del proceso aplicado.

En dicha figura puede verificarse el retardo de la temperatura del tomate con respecto a la del autoclave, la misma muestra que a 10 minutos de iniciado el calentamiento, la temperatura del tomate no experimenta variación con respecto a la inicial. Por su parte, a los 25 minutos se evidenciaron las mayores diferencias mostrándose un perfil uniforme de temperatura para el proceso I (80°C), mientras que en los restantes procesos se observa un gradiente de temperatura entre la superficie y el centro del producto.

Posteriormente, a los 40 minutos, en los tratamientos II y III el producto alcanza su valor máximo de temperatura, mientras que el I aún continúa calentándose. A un tiempo de procesamiento de 55 minutos los tratamientos II y III comenzaron el enfriamiento mientras que el I continúa en la fase de calentamiento. Finalmente los procesos II y III alcanzan la temperatura final del baño de enfriamiento (60°C) respectivamente, mientras que en I el producto sigue calentándose.

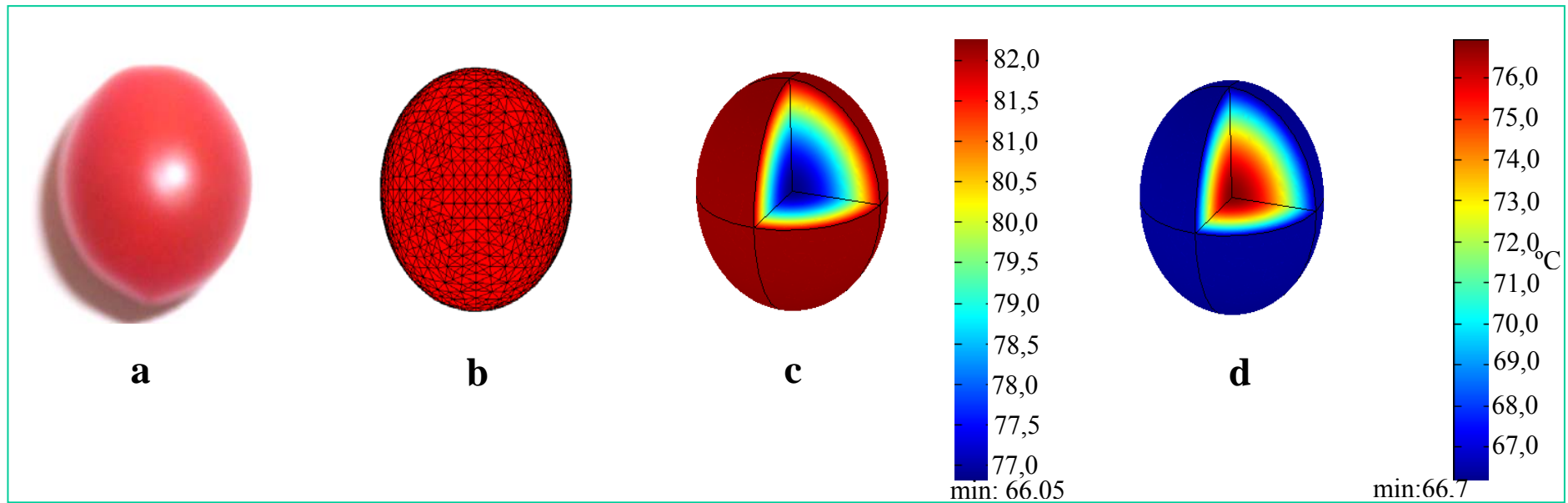


Figura 5.2.3. a) Tomate cherry, b) Mallado computacional del tomate discretizado en 23141 elementos tetraédricos c) Ejemplo de distribución de temperaturas para el tratamiento térmico III a los 30 min. de iniciado el calentamiento y d) a los 5 min. de iniciado el enfriamiento.

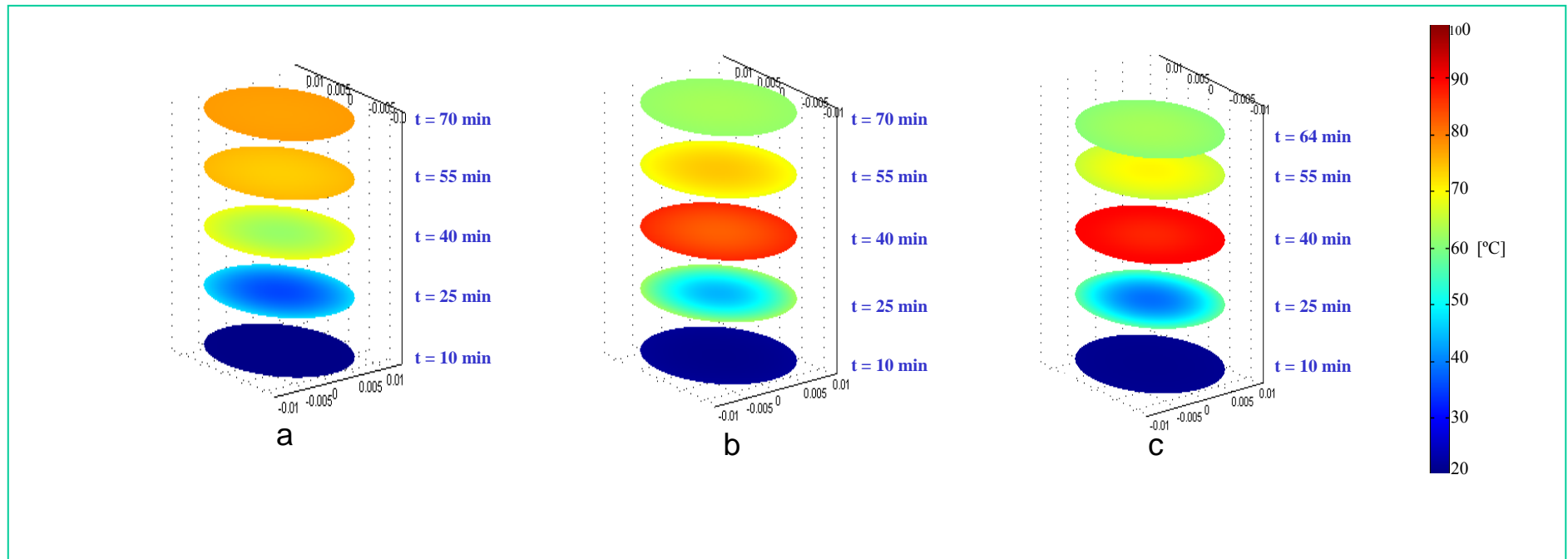


Figura 5.2.4. Simulación de la distribución de la temperatura sobre el plano (y,z) del tomate durante el proceso de pasteurización a distintos tiempos de procesamiento. a) Tratamiento térmico I (80°C), b) Tratamiento térmico II (90 °C) y c) Tratamiento térmico III (100 °C)

En la **Figura 5.2.5.** se muestra la variación relativa de la firmeza para los diferentes tratamientos aplicados a las conservas de tomates. En esta se observa una menor variación de la firmeza para el tratamiento térmico III (menor tiempo y mayor temperatura), no obstante en dicho proceso se observó un mayor porcentaje de ruptura de tomates.

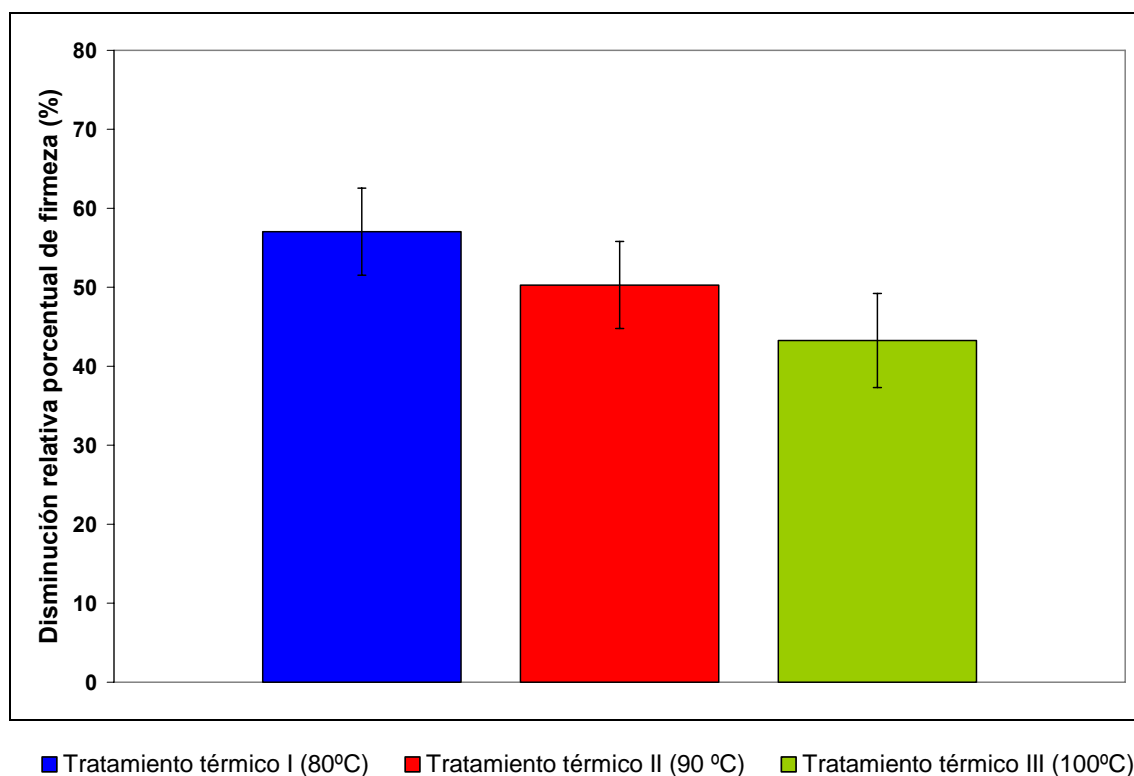
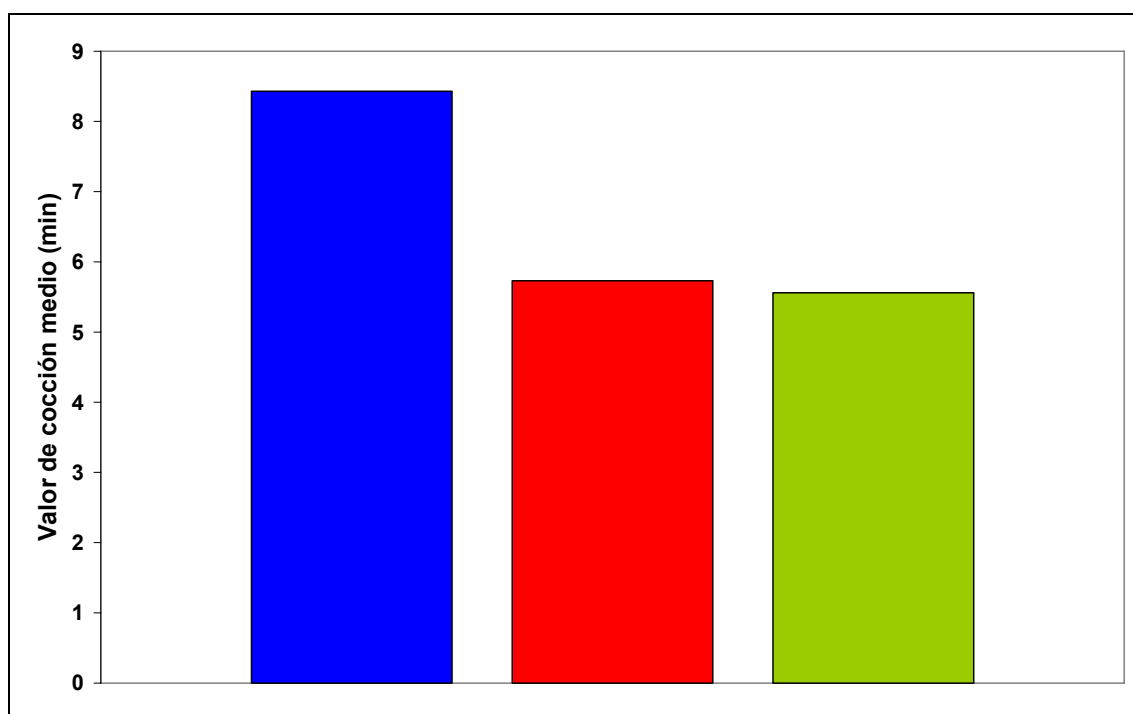
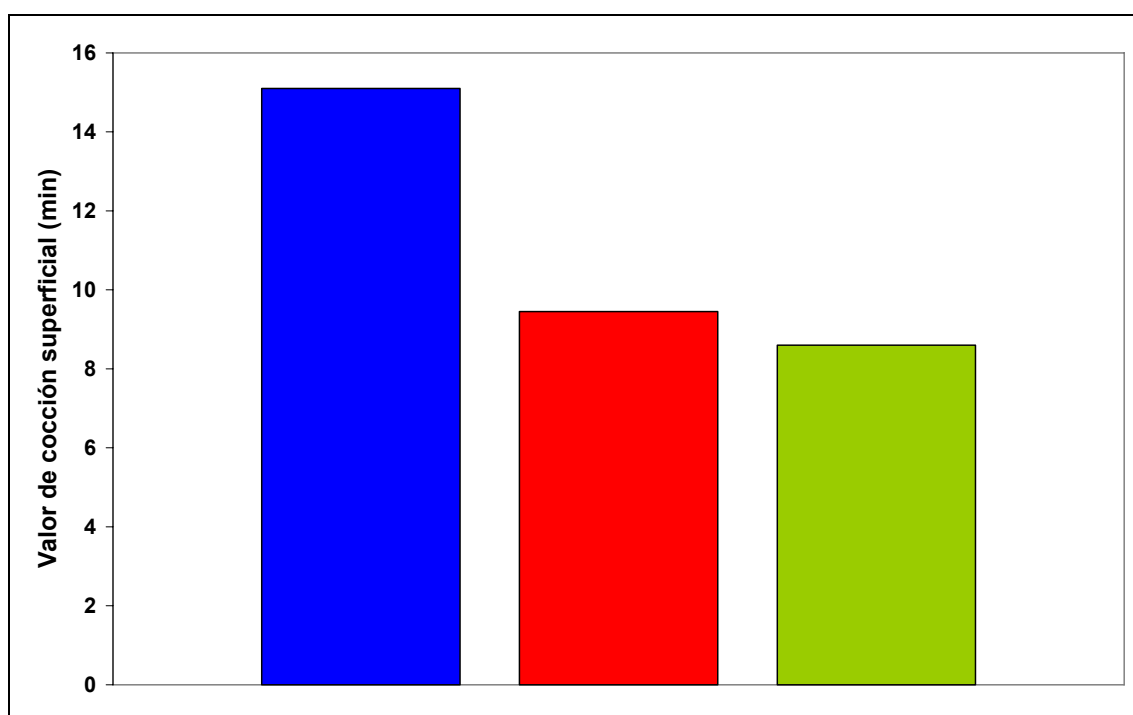


Figura 5.2.5. Disminución relativa porcentual de la firmeza para los distintos tratamientos aplicados.

Las **Figuras 5.2.6.a** y **5.2.6.b** muestran los valores de cocción medio y superficial, respectivamente, calculados para los tres tratamientos. Para ambos índices de calidad se obtuvo la misma tendencia, estos valores disminuyeron al aumentar la temperatura máxima y disminuir el tiempo de proceso. Esto se corresponde con las medidas experimentales obtenidas para la firmeza, lo que valida la implementación de dicha cinética para evaluar cambios texturales.



a



b

■ Tratamiento térmico I (80°C) ■ Tratamiento térmico II (90 °C) ■ Tratamiento térmico III (100°C)

Figura 5.2.5. Valores de cocción: a) medio y b) superficial obtenidos al final de cada proceso.

La cuantificación de la variación del color luego del procesamiento térmico es presentada en la **Tabla 5.2.4**. En los tres tratamientos térmicos los parámetros L^* y b^* experimentaron un aumento luego del procesamiento, lo que corresponde a un

aclaramiento del color del tomate. Por su parte el parámetro a^* disminuyó su valor en los tres tratamientos, esta disminución podría deberse a la degradación del color rojo en tomates como consecuencia de la isomerización del licopeno durante el calentamiento (Barreiro *et al.*, 1997). En el tratamiento III el cambio total del color (ΔE) fue menor que en los otros dos procesos, conservando mejor su coloración natural.

Tabla 5.2.4. Variación relativa porcentual de parámetros de color y cambio total del color en los tres procesos térmicos diseñados.

	$L^*(\%)$	$a^*(\%)$	$b^*(\%)$	ΔE
Tratamiento I (80°C)	10,38	- 9,70	35,17	8,16
Tratamiento II (90°C)	13,33	- 7,08	37,83	8,63
Tratamiento III (100°C)	8,66	- 13,94	32,06	7,14

5.2.4. Conclusiones

El modelo desarrollado para describir la transferencia de calor conductiva a través del tomate logró simular satisfactoriamente la distribución de temperaturas en el mismo. A su vez, la implementación de cinéticas de variación de índices de calidad, como el valor de cocción superficial y el valor de cocción medio, resultó ser una herramienta válida para evaluar variaciones de factores de calidad como textura y color.

CAPÍTULO 6

Alimentos
Particulados de
Geometría
Irregular en
Medio Líquido

Los hongos han sido utilizados como alimentos desde la antigüedad. Existen al menos 25 especies de hongos aceptadas como comestibles, pero pocas tienen importancia comercial. Los hongos comestibles contienen en promedio 32,7% de proteína, 2,4% de grasas y 47,7% de hidratos de carbono en base seca; éstos son productos altamente perecederos y su deterioro comienza inmediatamente después de su cosecha (Kotwaliwale *et al.*, 2007). Reacciones de pardeamiento disminuyen su vida útil a unos pocos días, siendo la enzima polifenoloxidasas (PFO, monofenol, dihidroxil-L-fenilalanina: oxígeno oxidoreductasa, EC1.14.18.1) la principal responsable de este fenómeno de deterioro. Debido a esto los hongos frescos deben ser inmediatamente procesados para extender su período de aptitud comercial (Devece *et al.*, 1999). En este sentido la producción de conservas, esterilizadas por calor, es uno de los métodos más utilizados para tal fin. Dentro del proceso de producción de conservas de hongos, el escaldado es un proceso térmico que debe realizarse previamente al envasado y al proceso de esterilización. Por tal motivo, en este capítulo, se tratará en primer lugar el proceso de escaldado y luego el de esterilización de hongos envasados en recipientes de vidrio.

6.1. Proceso de escaldado

6.1.1. Introducción

El escaldado tiene como objetivos principales: (i) reducir el pardeamiento enzimático por inactivación térmica de la enzima polifenoloxidasas (PFO); (ii) inducir la contracción de tamaño evitando que ocurra durante la esterilización; (iii) hacer el producto más flexible para facilitar la operación de llenado (Biekman *et al.*, 1996). Sin embargo durante el escaldado se producen también fenómenos de deterioro sobre las propiedades sensoriales, como textura y color (Matser *et al.*, 2000), siendo estos los principales atributos de calidad considerados por el consumidor (Kotwaliwale *et al.*, 2007). Otros inconvenientes que también se presentan en el procesamiento de conservas de hongos son la contracción volumétrica y la pérdida de peso, siendo su modelado de particular importancia para el diseño y optimización del mismo.

En bibliografía se encuentran pocas referencias sobre el modelado de la transferencia de calor y la variación de tamaño de hongos durante el escaldado. McArdle y Curwen (1962) han reportado que la pérdida de peso que se produce durante el procesamiento térmico (escaldado y esterilización) se encuentra en el rango de 30-

40%, y que la mayor parte de la contracción del hongo (25% promedio) ocurre durante la etapa del escaldado. Konanayakam y Sastry (1988) describieron la contracción del hongo como tres reacciones aparentes de primer orden sucesivas, siendo la duración de cada fase dependiente de la temperatura. Sheen y Hayakawa (1991) han desarrollado un modelo de transferencia de calor incluyendo el cambio de volumen durante el congelado de hongos. Por su parte Biekman *et al.* (1997) mostraron empíricamente que la velocidad de contracción durante el escaldado es función de la temperatura del baño y la masa del hongo, y que esta actúa en forma sinérgica con el incremento de la velocidad de calentamiento. En ninguno de los casos mencionados anteriormente se modeló simultáneamente la transferencia de calor y contracción del tamaño durante el escaldado de hongos y evaluaron parámetros de calidad a los fines de optimizar y estimar el tiempo de finalización de dicho proceso. Los objetivos de este estudio fueron: (1) desarrollar una cinética simple de cambio de tamaño y determinar la actividad de la enzima PFO, a los fines de establecer el factor limitante del tiempo de proceso; (2) modelar la transferencia de calor a través del hongo, y (3) evaluar los cambios de color y textura, y su correlación con los valores de cocción obtenidos a partir de las temperaturas predichas por el modelo.

6.1.2. Materiales y Métodos

6.1.2.1. Muestras

Los hongos (*Agaricus bisporus*) fueron adquiridos en el mercado local, refrigerados a 4°C y empleados para las experiencias dentro de las 24 h. Los mismos fueron lavados para remover todo material extraño adherido a su superficie.

6.1.2.2. Tratamientos térmicos

Las muestras fueron colocadas completamente sumergidas en un baño de agua termostatzado (HAAKE F3, Germany) de acuerdo al procedimiento que se describe en la Sección 6.1.2.3. Se diseñaron cinco procesos de escaldado equivalentes, a diferentes temperaturas del medio de calentamiento: 50, 60, 70, 80 y 90°C, a fin de obtener la misma contracción del tamaño del producto. Los tiempos de proceso fueron estimados, en cada caso, para alcanzar una contracción del 18% en el tamaño (80% de la máxima reducción de tamaño). Luego de transcurridos los tiempos de proceso estimados, las

muestras fueron retiradas del baño, e inmediatamente enfriadas en una mezcla agua-hielo durante dos minutos.

6.1.2.3. Adquisición de imágenes y determinación de tamaños

Se empleó un sistema de visión computacional (SVC) formado por una cámara digital (Professional Series Network IP Camera Model 550710, Intellinet Active Networking) conectada a una PC (AMD Sempron 2200, 768 MB RAM). La cámara digital fue montada, por medio de un soporte, en forma perpendicular al baño termostatzado (ver **Figura 6.1.1**).

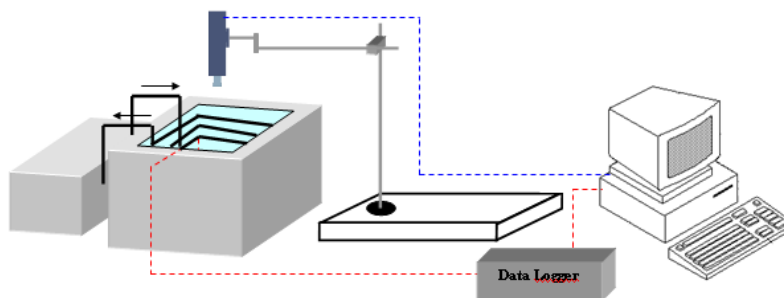


Figura 6.1.1. Esquema de la disposición y sistema empleado para la adquisición de imágenes.

Las muestras a analizar fueron sujetadas a otro soporte, con una capacidad para 12 muestras y pintado de un color contrastante con las mismas con el objetivo de mejorar la definición de la imagen captada por el SVC. Las muestras fueron colocadas sobre el soporte de forma vertical y horizontal, para medir la contracción del diámetro y la altura, respectivamente. También se inmovilizó como objeto de referencia, un cubo de plástico de dimensiones conocidas (de 4 cm de lado). Las imágenes de los hongos fueron tomadas, durante el escaldado, a intervalos de 30 segundos en el inicio y cada 2 minutos en la etapa final del proceso. La adquisición de las imágenes durante el escaldado se realizó hasta que no se observaron variaciones en el tamaño de las muestras (por simple inspección visual). Posteriormente se realizó el procesamiento de las imágenes para estimar las dimensiones características L y A de las muestras (ver **Figura 6.1.2**) en función del tiempo. Para esto se empleó la herramienta de procesamiento de imágenes (*Image Processing Tolbox*) del software MATLAB (MathWorks, Nantick, Massachusetts) y se procedió de la siguiente manera: Se leyeron todas las secuencias de imágenes grabadas, en formato RGB. Se transformó cada

imagen de RGB a escala de grises. Se segmentó cada imagen utilizando un valor de umbral obtenido del histograma de niveles de grises. El resultado fue una imagen binaria donde el fondo es de color negro y la muestra es de color blanco. Se calculó el ancho y la altura (en píxeles) de la imagen binaria de la muestra. Se transformaron estas medidas a unidades SI utilizando las medidas del objeto patrón. El código desarrollado en el lenguaje Matlab, para el procesamiento de las imágenes, puede encontrarse en el Apéndice B.

A su vez también se midieron con calibre (Vernier) todas las dimensiones características (A , L , l y d) de tres muestras, antes y después del escaldado, las cuales fueron utilizadas para validar las medidas obtenidas por medio de SVC.

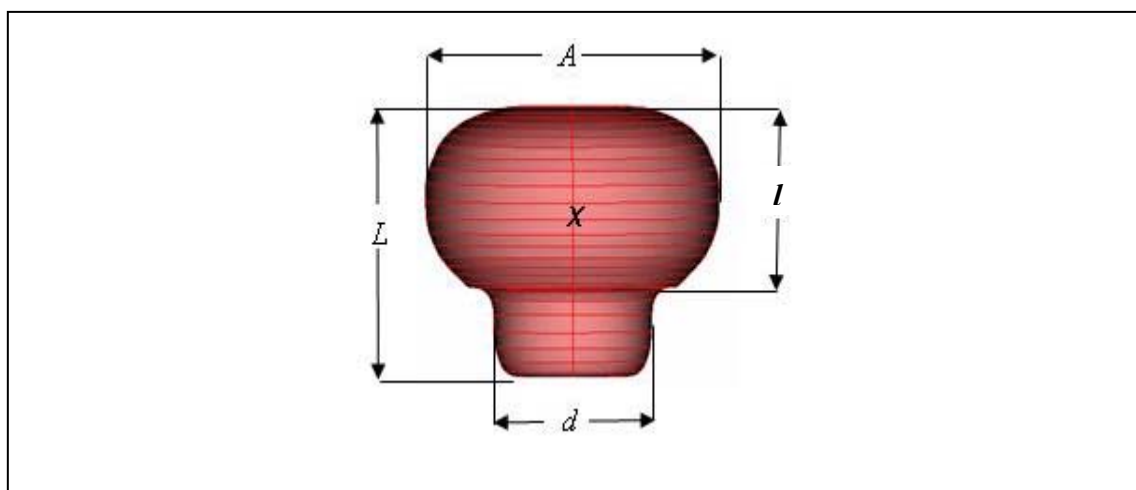


Figura 6.1.2. Geometría del hongo mostrando las dimensiones características y la localización (x) del punto de medición experimental de la temperatura

La variación de los tamaños A y L , en forma adimensional, fue ajustada mediante un modelo exponencial decreciente (ecuación 6.1.1), donde D_t es la dimensión característica instantánea (A o L) a un tiempo t (min); D_0 es la dimensión inicial; D_e la dimensión de equilibrio, luego de un tiempo prolongado de proceso, y K_l es la constante de velocidad dependiente de la temperatura con una relación tipo Arrhenius.

$$\frac{D_t - D_e}{D_0 - D_e} = \exp(-K_l t) \quad (6.1.1)$$

6.1.2.4. Reconstrucción de la geometría del hongo

Las geometrías de los hongos se construyeron a partir de imágenes de cortes transversales de las muestras (**Figura 6.1.3a**). Estas imágenes fueron procesadas, como se indicó anteriormente en la Sección 6.1.2.3., para obtener una imagen binaria (**Figura 6.1.3b**). Sobre la frontera que separa a los “píxeles blancos” de los “píxeles negros” de la imagen binaria se construyó una curva *B-spline*. Esta curva, una función por trozos suave, representa el borde irregular de la sección transversal real (**Figura 6.1.3.c**). El algoritmo utilizado para obtener la curva *B-spline* (MATLAB 7.0) permite variar un parámetro que controla el número de tramos que constituyen al borde entero. Esto es importante, ya que tiene mucha influencia sobre la generación de la malla o grilla. Un mayor número de tramos implica la generación de una malla más densa. El código desarrollado en lenguaje Matlab puede encontrarse en el Apéndice B.

Posteriormente, la curva *B-spline* fue importada desde el *software* de elementos finitos (COMSOL *Multiphysics*). Para finalizar el proceso de obtención de la geometría (2D) real, en primer lugar se creó un sólido (2D) a partir de la curva *B-spline*, generándose una región continua con frontera igual a la curva obtenida. Posteriormente se procedió al escalado mediante un factor de escala obtenido al registrar las imágenes originales.

Finalmente para la obtención de la geometría tridimensional (3D), el sólido 2D obtenido anteriormente fue revolucionado (**Figura 6.1.3d**) (Goñi *et al.*, 2007).

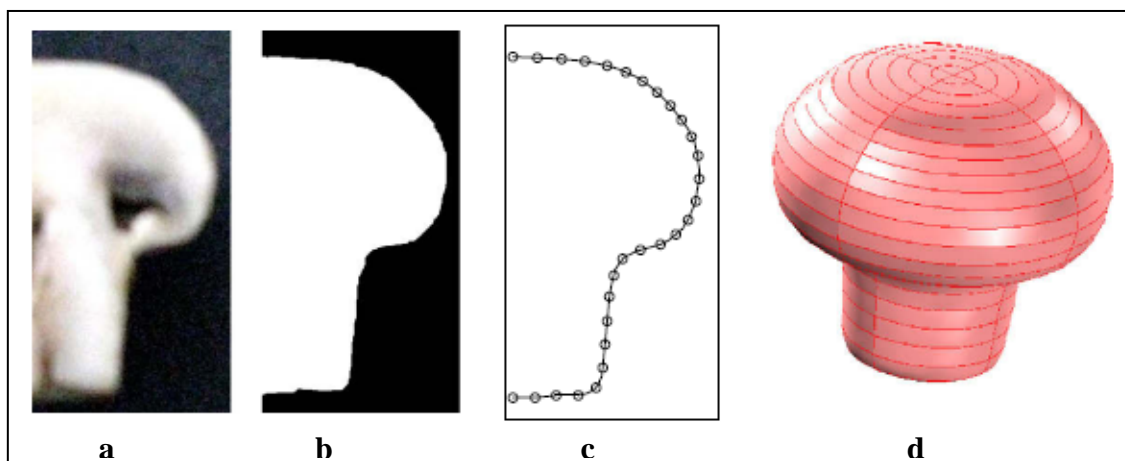


Figura 6.1.3. Secuencia de la construcción de la geometría del hongo en 3D. a) imagen de corte transversal, b) imagen binaria, c) curva *B-Spline*, d) sólido de revolución.

6.1.2.5. Modelado de la penetración de calor

Un modelo matemático fue desarrollado para describir la transferencia de calor conductiva a través del hongo (ecuación 6.1.2) con condiciones de contorno convectivas (ecuación 6.1.3) y considerando una distribución inicial de temperaturas uniforme en el producto (ecuación 6.1.4). A su vez la contracción de tamaño fue acoplada al modelo de transferencia de calor por medio de la ecuación 6.1.1.

$$\rho \, c_p \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla \cdot (k \nabla T) \quad (6.1.2)$$

$$k (\nabla T \cdot n) = h_{fp} (T_b - T) \quad (6.1.3)$$

$$T(x, y, z, t = 0) = T_0 \quad (6.1.4)$$

El modelo desarrollado fue resuelto por medio del método de elementos finitos (COMSOLTM Multiphysics, versión 3.2) con las siguientes propiedades termo físicas constantes: $c_p = 3883 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$, $k = 0,4324 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$ (Sastry *et al.*, 1985). La densidad fue determinada experimentalmente midiendo la masa y el volumen inicial del hongo, por el método de desplazamiento de líquido, siendo esta de $689,6 \text{ kg m}^{-3}$. El dominio del hongo fue discretizado mediante una malla de elementos tetraédricos distorsionados, los cuales pueden aproximar mejor la curvatura del contorno irregular del dominio que elementos ordinarios (COMSOL AB, 2005) (ver **Figura 6.1.4**).

Para estimar el coeficiente de transferencia de calor (h_{fp}) se construyó un hongo de bronce. Este material fue elegido debido a su alta difusividad térmica, lo cual asegura que el mismo alcance inmediatamente un perfil uniforme de temperatura. En el centro geométrico de dicho objeto se insertó una termocupla para medir la historia térmica durante el mismo tratamiento térmico a la cual fueron sometidas las muestras descriptas en la Sección 6.1.2.2. El coeficiente de transferencia de calor (h_{fp}) se obtuvo de la pendiente del gráfico semi-logarítmico de la evolución de la temperatura en el centro (ver código computacional en el Apéndice B). Las siguientes propiedades termofísicas del bronce fueron empleadas: $\rho = 8470 \text{ kg m}^{-3}$, $c_p = 376,81 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$, $k = 122,87 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$. Los coeficientes de transferencia de calor determinados fueron los siguientes: 645,47, 782,54, 815,76, 916,50 y 1072,60 $\text{W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$, para temperaturas del baño de 50, 60, 70, 80 y 90°C, respectivamente.

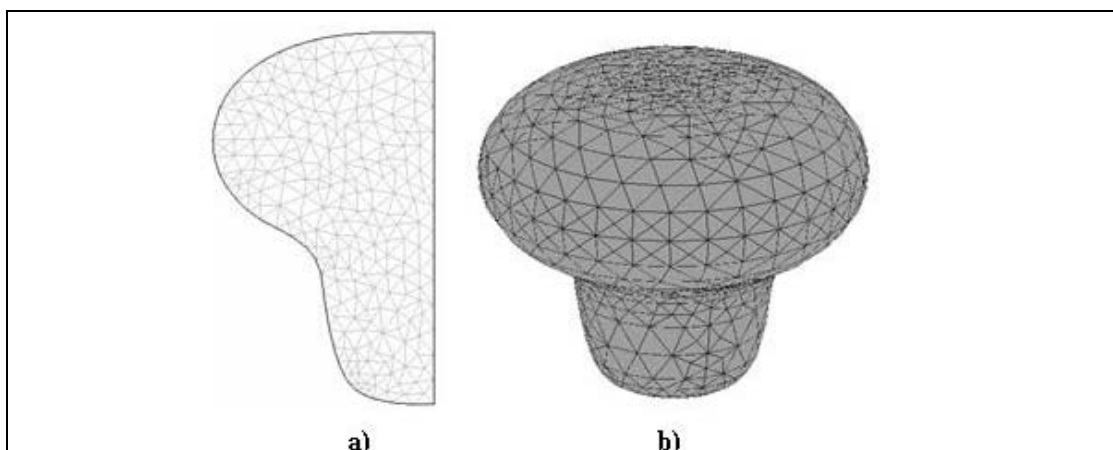


Figura 6.1.4. Mallado computacional del hongo a) geometría 2D axial simétrica discretizada en 341 elementos triangulares y b) geometría 3D discretizada en 8508 elementos tetraédricos.

6.1.2.6. Adquisición de temperaturas

Las temperaturas del baño y del centro térmico del hongo (coincidente con el centro geométrico de la cabeza del hongo) (ver **Figura 6.1.2**) se midieron cada 15 segundos. Para ello se emplearon las termocuplas y el equipo de adquisición de señales descrito en la Sección 4.3.

6.1.2.7. Validación del modelo

El modelo descrito fue validado comparando las temperaturas simuladas con las obtenidas experimentalmente. Dichas comparaciones fueron realizadas por medio del error relativo medio absoluto (ecuación 6.1.5):

$$\varepsilon_{medio}(\%) = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m \frac{|T_s - T_e|}{T_e} 100 \quad (6.1.5)$$

6.1.2.8. Evaluación de índices de calidad

6.1.2.8.1. Valor de cocción

Se determinó el valor de cocción medio (C_{medio}) y el valor de cocción superficial (C_{sup}), por integración numérica de las ecuaciones 6.1.6 y 6.1.7, respectivamente, utilizando los perfiles de temperatura simulados para cada muestra. Se consideró una temperatura de referencia (T_{ref}) de 100 °C y un valor z_c de 23 °C. El valor de z_c fue

tomado sobre la base de un promedio de los valores correspondientes a la cinética de deterioro de componentes químicos (Ohlsson, 1980).

$$C_{medio} = \int_0^{t_f} \frac{\int_{\Omega} 10^{\frac{T(t,\Omega)-100}{23}} \partial\Omega}{\int_{\Omega} \partial\Omega} \partial t \quad (6.1.6)$$

$$C_{sup} = \int_0^{t_f} \frac{\int_{\Gamma} 10^{\frac{T(t,\Gamma)-100}{23}} \partial\Gamma}{\int_{\Gamma} \partial\Gamma} \partial t \quad (6.1.7)$$

6.1.2.8.2. Medición de textura

La textura de los hongos fue medida por medio de un ensayo de compresión con el analizador de textura descripto previamente en la Sección 4.5.2.

Luego de cortar el tallo de los hongos, la cabeza fue comprimida con una sonda cilíndrica de 10 mm de diámetro. El análisis de textura fue llevado a cabo empleando los siguientes parámetros del instrumento: velocidad de pre-ensayo 5mm s⁻¹; velocidad de ensayo 5mm s⁻¹; velocidad de post-ensayo 5mm s⁻¹; distancia de compresión 30% de la altura de la muestra; fuerza 0,05 N; velocidad de adquisición de datos 25 pps. Se determinó la fuerza máxima (f_{max}) para siete muestras sin procesar y siete procesadas por cada tratamiento térmico. Los resultados fueron expresados como variación relativa al valor de la inicial de la muestra (%).

$$Vr_{fmax}(\%) = \frac{f_{max_{inicial}} - f_{max_{final}}}{f_{max_{inicial}}} 100 \quad (6.1.8)$$

6.1.2.8.3. Medición de color

La evaluación del color superficial se llevó a cabo mediante la utilización de un colorímetro (Minolta Modelo CR-300), por medio del Sistema Hunter Lab. Se determinaron los parámetros L^* , a^* y b^* para siete muestras sin procesar y siete procesadas por cada tratamiento. Dichas determinaciones se realizaron por triplicado

para cada muestra en estudio. Los resultados fueron expresados como variación relativa al valor inicial de la muestra (%).

6.1.2.8.4. Actividad enzimática (Polifenoloxidasa)

Para la extracción de la enzima PFO se siguió el protocolo descrito por Concellón (2003) con pequeñas modificaciones. Las muestras (hongos frescos y procesados) fueron congeladas con nitrógeno líquido y molidas en un mixer (DeLonghi, KG 30, Italy). Tres gramos de la muestra en polvo fueron homogenizados con buffer fosfato (KH_2PO_4 0,1M; Na_2HPO_4 0,1M; Tritón X-100 0,15 v/v; PVPP 30g l^{-1} ; pH = 6), durante una hora a 4°C. Luego se centrifugó a $11200 \times g$ por 15 minutos a 4°C (Beckman Coulter, Avanti J-25, USA). El sobrenadante fue separado para determinar la actividad enzimática, usando un buffer fosfato con 4-metilcatecol (Sigma, Sigma Chemical Co, USA) como sustrato enzimático (KH_2PO_4 0,1M; Na_2HPO_4 0,1M; 4-metilcatecol 0,012M; pH = 6). La reacción se llevó a cabo a 30°C. El color resultante de la oxidación enzimática del catecol fue medido a 410nm empleando un espectrofotómetro (BECKMAN DU650, USA). Las determinaciones se realizaron por duplicado y la actividad enzimática se expresó como el cambio de absorbancia por gramo de peso fresco ($\Delta\text{DO min}^{-1} \text{g}^{-1}$).

6.1.2.9. Análisis estadístico

Los resultados obtenidos para el color y la textura fueron analizados estadísticamente mediante un análisis de varianza (ANOVA). Las medias fueron comparadas mediante el test de Tukey, con un nivel de significancia $p=0,05$. Para esto se empleó el software STATGRAPHICS Plus 4.0. (Manugistics Inc., USA).

6.1.3. Resultados y Discusión

6.1.3.1. Variación de tamaño

En la **Figura 6.1.5.a** se presenta una secuencia de imágenes, obtenidas con el SVC, mostrando la evolución del tamaño del hongo para un proceso de escaldado a una temperatura de 70°C. Mientras que en la **Figura 6.1.5.b** se muestran sus correspondientes imágenes binarias obtenidas luego del procesamiento de las imágenes originales. En dicha figura se puede apreciar una rápida disminución del

tamaño del hongo en la etapa inicial, la cual se vuelve más lenta a medida que transcurre el proceso, hasta que finalmente no se observan modificaciones en el tamaño.

En la **Figura 6.1.6** se muestra una curva típica obtenida de la variación del tamaño adimensional del diámetro de la cabeza del hongo (A). La dimensión longitudinal (L) exhibió una tendencia similar en todos los casos. Los valores de las constantes de velocidad (K_l) obtenidas para A y L para cada proceso fueron similares, implicando aproximadamente igual grado de contracción radial y longitudinal. Por esto, las mismas fueron promediadas obteniéndose así una constante de velocidad media (K_m) para cada proceso, la cual representa la contracción global (**Tabla 6.1.1**). Los valores de K_m muestran un aumento con la temperatura del baño, lo que indica un aumento de la velocidad de contracción con la temperatura.

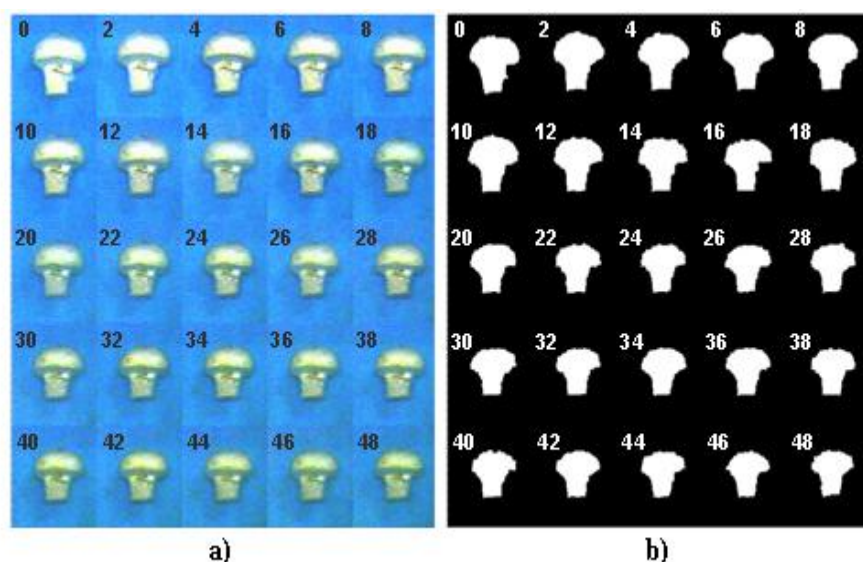


Figura 6.1.5. Secuencia de imágenes, cada 2 minutos, mostrando el cambio de tamaño del hongo durante el escaldado a 70°C, durante 48 minutos de proceso. a) Imagen original, b) Imagen binaria (procesada).

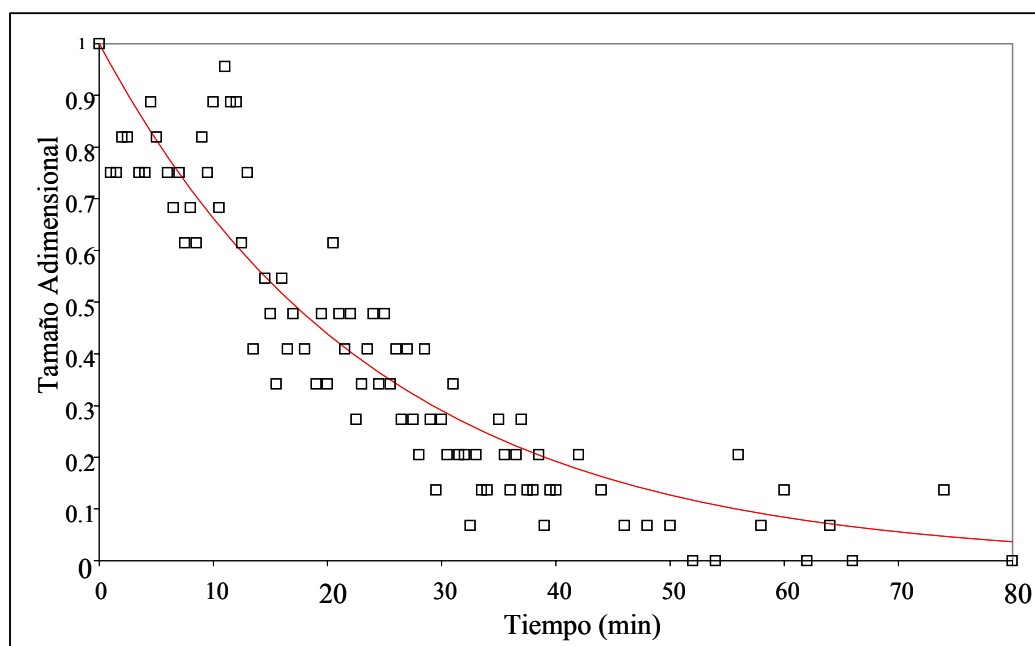


Figura 6.1.6. Variación del tamaño adimensional de A con el tiempo de proceso, durante el escaldado a 60°C .

Tabla 6.1.1. Constantes de velocidad media de contracción para cada proceso.

Temperatura del baño ($^{\circ}\text{C}$)	n° de muestras	$K_m (\text{s}^{-1}) \times 10^3$	$S.D. (\text{s}^{-1}) \times 10^4$
50	7	0,33	2,35
60	6	0,69	1,23
70	6	1,07	1,38
80	8	2,18	9,35
90	3	3,88	1,90

La dependencia de K_m con la temperatura es representada por la ecuación de Arrhenius (ecuación 6.1.8):

$$K_m = B * \exp(-E_a / RT) \quad (6.1.8)$$

donde B es el factor pre-exponencial (min^{-1}), E_a es la energía de activación (J mol^{-1}), R es la constante universal de los gases ($8,31 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$) y T la temperatura del baño (K). La energía de activación y el factor pre-exponencial fueron determinados por medio de

una regresión lineal de $\log (K_m)$ vs. $1/T$, siendo $-E_a/R$ la pendiente y $\log (B)$ la ordenada al origen (**Figura 6.1.7**). Del análisis de esta regresión se obtuvieron valores de 59,37 kJ mol⁻¹ y $1,40 \cdot 10^6 \text{ s}^{-1}$ para los parámetros E_a y B , respectivamente, y un valor R^2 de 0,9953.

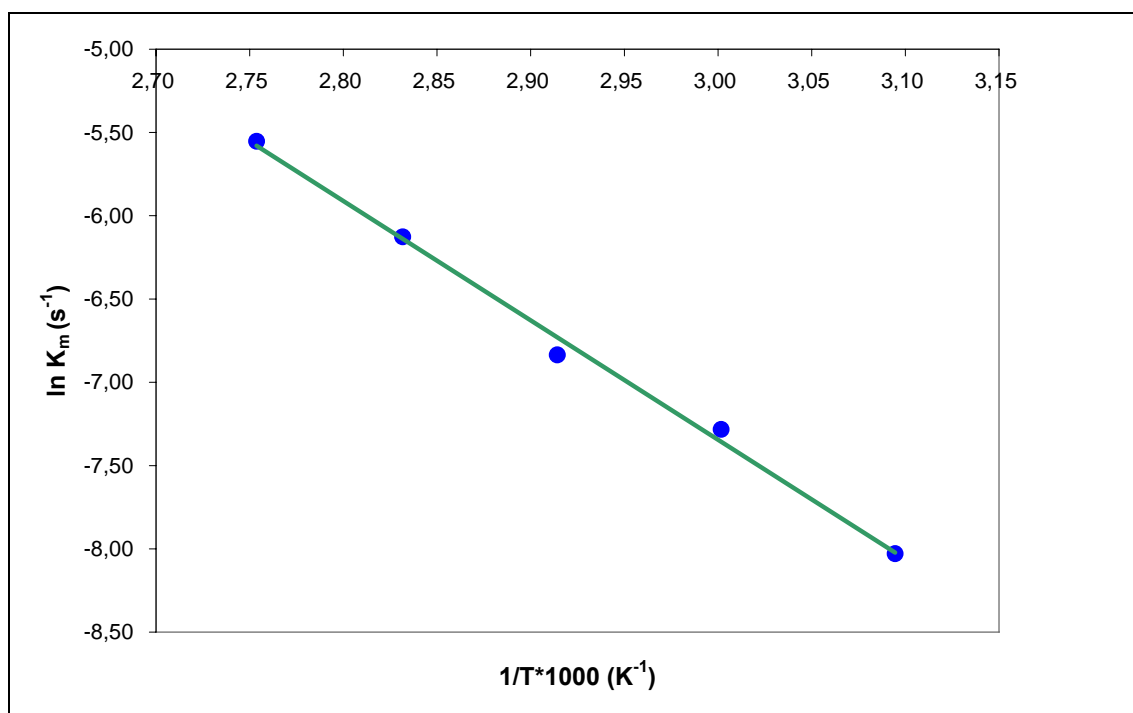


Figura 6.1.7. Gráfico de Arrhenius para la contracción del hongo durante el escaldado.

En la **Tabla 6.1.2** se presentan las disminuciones relativas porcentuales que alcanzan las distintas dimensiones características a tiempos de procesos largos, es decir cuando estas alcanzan su valor de equilibrio (D_e). Estos valores concuerdan con los reportados por McArdle y Curwen (1962), quienes encontraron una reducción media del 25%. En dicha tabla se puede observar que el hongo se contrae longitudinalmente (L) aproximadamente con igual grado (21,11-24,49 %) que radialmente (A) (22,53–26,70 %).

Tabla 6.1.2. Porcentaje de reducción de las longitudes características a tiempos largos de proceso para distintas temperaturas del baño.

Temperatura (°C)	<i>A</i> (%)	<i>L</i> (%)	<i>l</i> (%)	<i>d</i> (%)
50	22,05	23,16	22,05	15,42
60	22,92	22,56	25,22	10,09
70	21,11	22,53	21,94	7,85
80	24,49	26,70	27,30	7,02
90	22,16	27,24	28,57	10,21

Por otra parte los resultados obtenidos indican que el diámetro del tallo (*d*) experimenta una menor reducción en su tamaño que las restantes dimensiones. Esta diferencia de contracciones podría explicarse considerando que la cabeza tiene una estructura menos compacta que el tallo, presentando laminillas que forman cavidades y ocluyen aire el cual puede ser desplazado por el agua durante el escaldado facilitando el proceso de contracción.

Por su parte las medidas de las dimensiones características obtenidas a través del SVC fueron validadas satisfactoriamente con las efectuadas por medio del uso del calibre, con errores relativos medios absolutos (ε_{medio}) menores a 5%.

En la **Figura 6.1.8** se muestra la variación de la dimensión característica *A* simulada por medio de los parámetros obtenidos del modelo de regresión (Tabla 6.1.1), para las distintas temperaturas del baño. De la observación de la misma se consideró adecuado, a los efectos de determinar los tiempos de escaldado, tomar como parámetro de finalización del proceso una contracción del 18 %, ya que contracciones mayores a este valor tornan impráctico (tiempos demasiado largos) el proceso para bajas temperaturas del baño. De esta manera se obtuvieron para las temperaturas del medio de calentamiento de 50, 60, 70, 80 y 90°C tiempos de 77, 37, 23, 12 y 7,0 minutos, respectivamente.

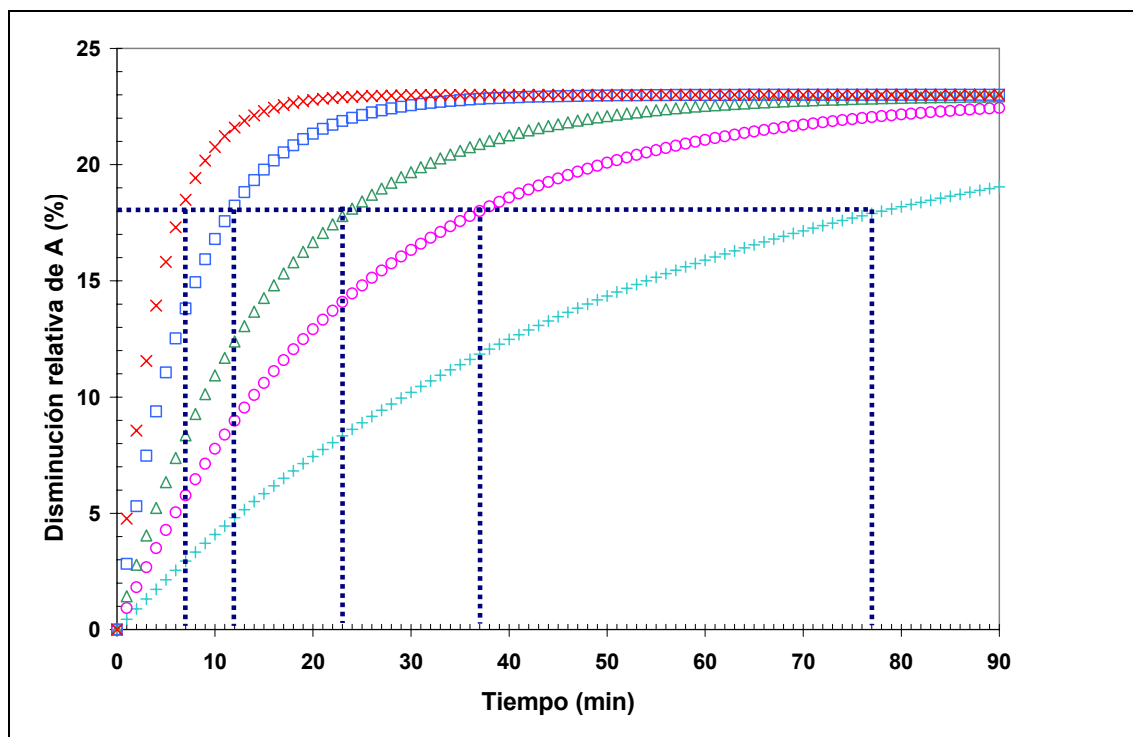


Figura 6.1.8. Variación simulada de la disminución relativa porcentual de A y estimación del tiempo de proceso a diferentes temperaturas de escaldado: (x) 90 °C, (□) 80 °C, (Δ) 70 °C, (○) 60 °C, (+) 50 °C.

6.1.3.2. Simulación de la distribución de temperaturas

En la **Figura 6.1.9** se muestra a modo de ejemplo un gráfico 3D del hongo, presentando la distribución de las temperaturas en el interior del mismo, luego de 6 minutos de escaldado a 80°C. En este también se puede observar la geometría inicial (ejes de geometría) y final del hongo mostrando la contracción del tamaño a dicho tiempo. Además puede comprobarse en dicha figura que el punto más frío del hongo se encuentra en el centro geométrico de la cabeza del mismo, y por otro lado que la región del tallo es la que alcanza mayores temperaturas.

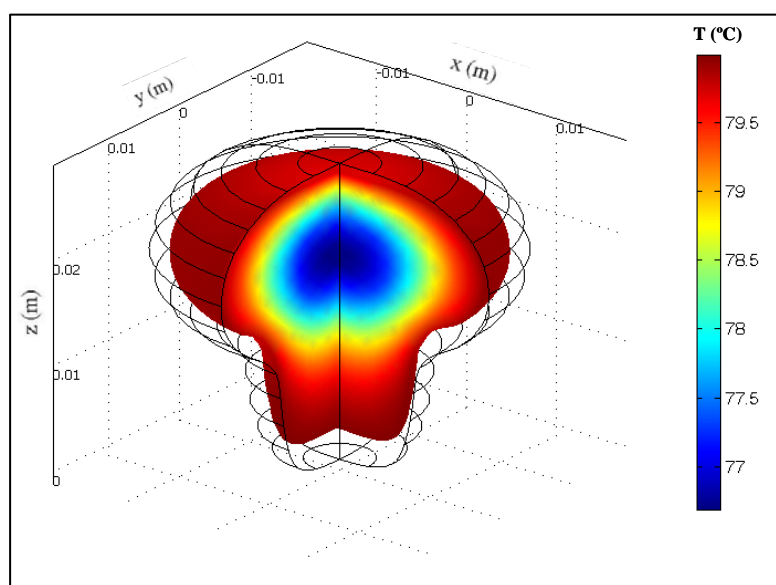


Figura 6.1.9. Distribución de temperaturas y contracción de tamaño luego de 6 minutos de escaldado a 80°C.

Como puede verse en la **Figura 6.1.10**, las temperaturas simuladas para el centro térmico, durante el escaldado a 70°C, resultaron en buena concordancia con las temperaturas determinadas experimentalmente. Esto se repitió para las restantes temperaturas de proceso, encontrándose en todos los casos errores relativos medios absolutos (ε_{medio}) inferiores al 4,19%. Por otro lado, cabe destacar que en todos los casos las temperaturas medidas resultaron con un menor retardo que las simuladas. Este fenómeno fue también observado por Akterian (1995) quien concluyó que podría deberse a la gran diferencia entre la conductividad térmica (k) y el calor específico (cp) de la termocupla y el hongo.

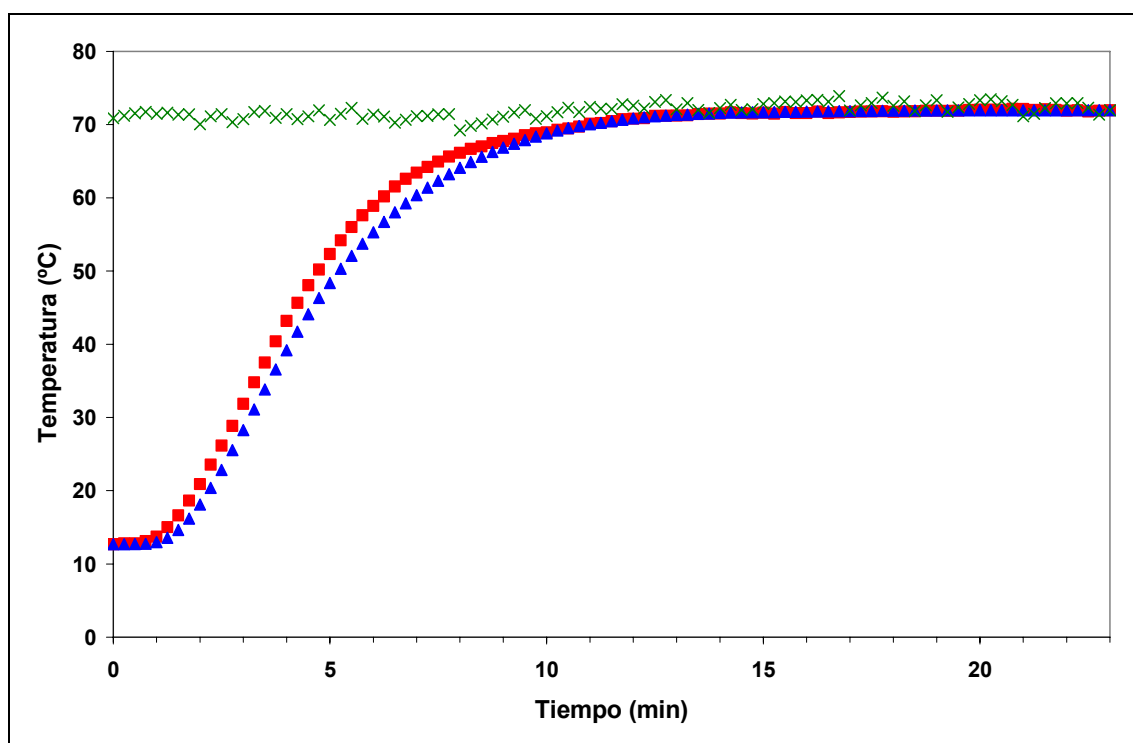


Figura 6.1.10. Evolución de la temperatura durante el proceso de escaldado a 70°C. (■) experimental en el centro térmico; (▲) simulada en el centro térmico; (x) baño de agua.

En la **Figura 6.1.11** se presenta una secuencia de imágenes mostrando la distribución de temperaturas y variación de tamaño del hongo, simuladas por el modelo 2D axial simétrico, a intervalos de 1 minuto, durante el escaldado a 90°C. En la misma se observa una temperatura uniforme en todo el dominio del hongo al inicio del proceso (condición inicial). En los minutos iniciales del escaldado se presenta una gran diferencia de temperatura entre la superficie y el centro del mismo, la cual va disminuyendo con el transcurso del proceso. Por su parte el tamaño se reduce rápidamente en la etapa inicial, haciéndose más lenta al final del proceso, correspondiéndose con el comportamiento experimental observado previamente en la **Figura 6.1.5**. Similares patrones de temperatura y contracción del tamaño se obtuvieron para las restantes condiciones de proceso.

Un aspecto interesante de destacar, con respecto a la aplicación de los dominios de simulación 3D o 2D axial simétrico fueron los tiempos de procesamiento computacional necesarios para ambos casos. En este sentido el tiempo de cálculo empleado para el dominio 2D fue considerablemente inferior que para el modelo 3D

(9,38 y 1401,38 s, respectivamente para la misma corrida), obteniéndose temperaturas equivalentes.

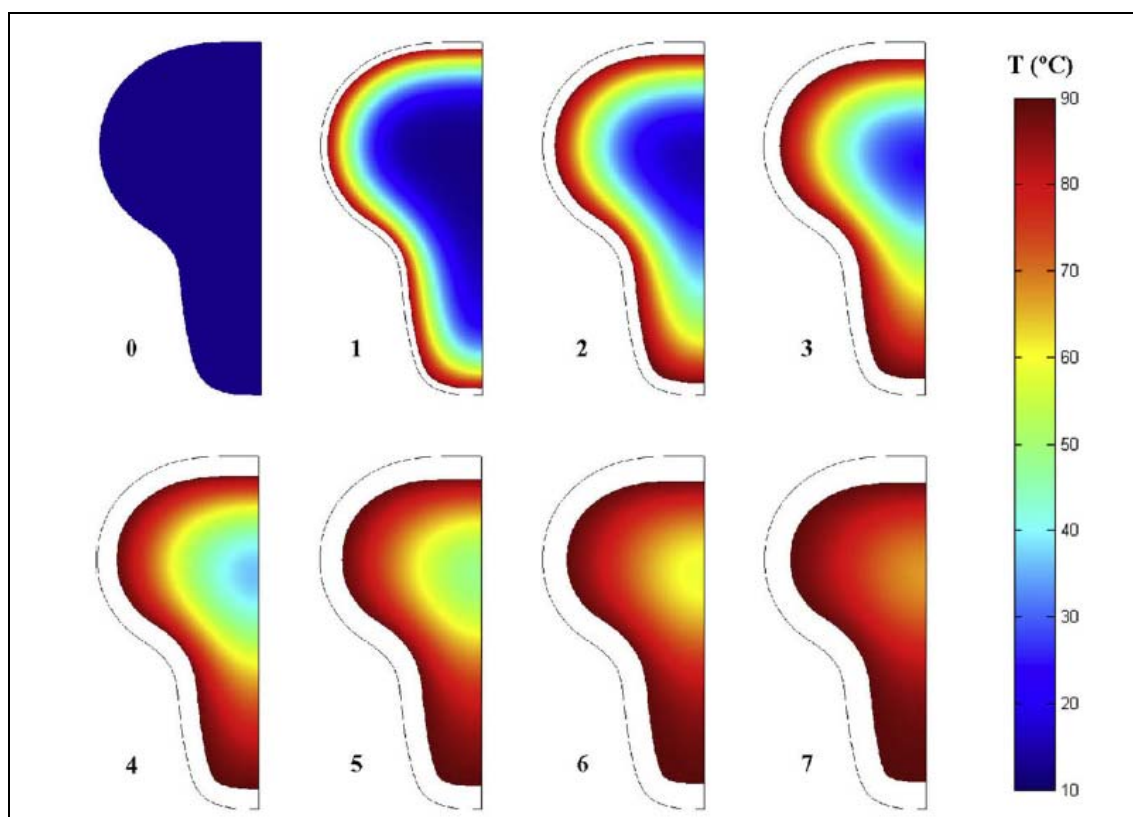
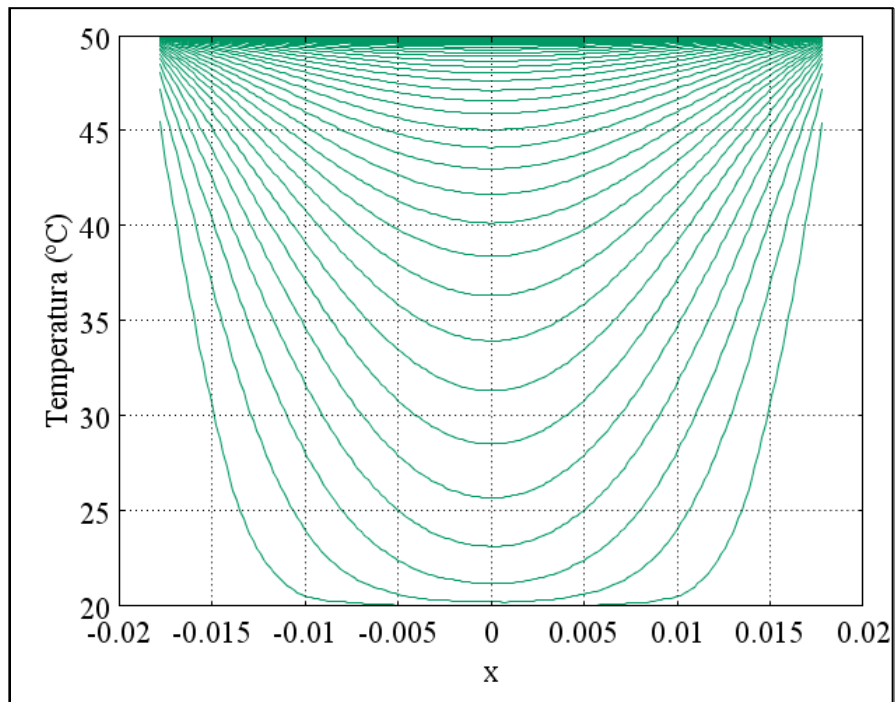
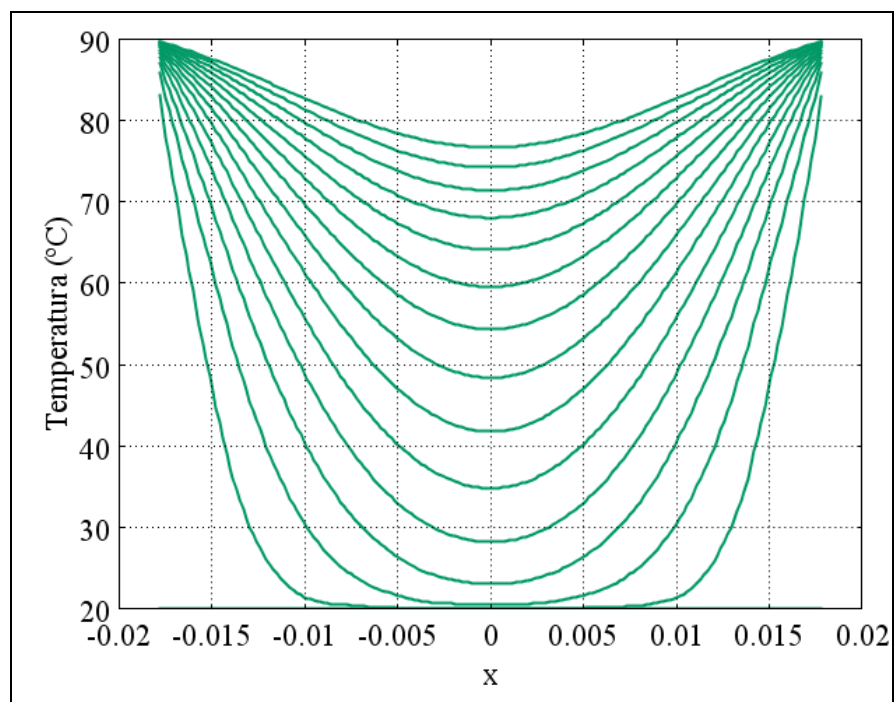


Figura 6.1.11. Secuencia de imágenes simuladas, a intervalos de 1 minuto, mostrando la distribución de temperaturas y contracción del tamaño durante el escaldado a 90°C.

Los perfiles de temperatura presentados en la **Figura 6.1.12** muestran la evolución de las temperaturas simuladas, a lo largo de una línea horizontal que pasa por el centro térmico del hongo, durante el escaldado a 50°C y a 90°C (**Figura 6.1.12.a** y **6.1.12.b**, respectivamente). En estas se observa que a baja temperatura del medio de calentamiento (**Figura 6.1.12.a**), el hongo alcanza una distribución homogénea de la temperatura al final del proceso; por el contrario se observan diferencias apreciables a altas temperaturas (**Figura 6.1.12.b**). Esta diferencia de temperaturas entre la superficie y el centro del hongo, obtenidas para procesos de escaldado a altas temperaturas, podría determinar diferencias entre los valores de cocción correspondientes a ambas regiones.



(a)



(b)

Figura 6.1.12. Perfil de la temperatura a lo largo de la dirección x a intervalos de 30 s y distintas temperaturas del baño (a) 50 °C (b) 90 °C.

6.1.3.3. Valor de cocción

Los valores simulados de cocción medio y superficial se muestran en la **Figura 6.1.13**. El valor de cocción medio presentó un valor máximo a temperaturas de proceso intermedias (cercano a 80°C). Asimismo la diferencia entre ambos parámetros aumentó con la temperatura del baño, este hecho se corresponde con lo expuesto anteriormente para los perfiles de temperatura (**Figura 6.1.12**). Por su parte, el valor de cocción superficial aumentó con la temperatura del proceso de escaldado, esto se debe a que la superficie alcanza rápidamente la temperatura y luego se mantiene constante durante el proceso.

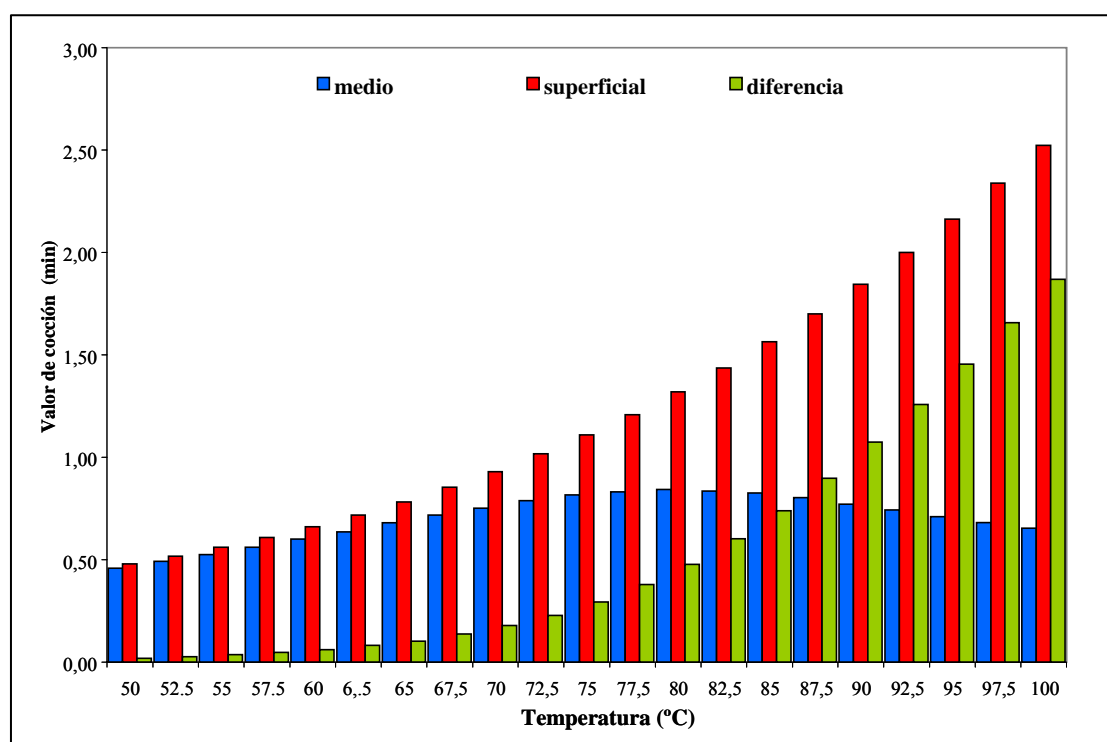


Figura 6.1.13. Valores de cocción medio (C_{medio}), superficial (C_{sup}) y diferencia entre ambos simulados para diferentes temperaturas de proceso.

6.1.3.4. Textura

Luego de los diferentes tratamientos de escaldado se obtuvieron importantes disminuciones de textura (en términos de fuerza máxima (N)) en el rango de 64,18 a 80,28 %. Dichos valores fueron similares a los encontrados por Matser *et al.* (2000) para hongos escaldados durante 5 minutos en agua hirviendo. Dichos autores reportaron una pérdida de la firmeza del orden del 90%.

Si bien no se encontraron diferencias estadísticamente significativas entre los distintos procesos (**Figura 6.1.14**), la mayor disminución de textura se obtuvo a

temperaturas intermedias, esto se corresponde con lo mencionado anteriormente para valores de cocción. De esto se deduce que la variación de textura sigue una cinética similar a la del valor de cocción.

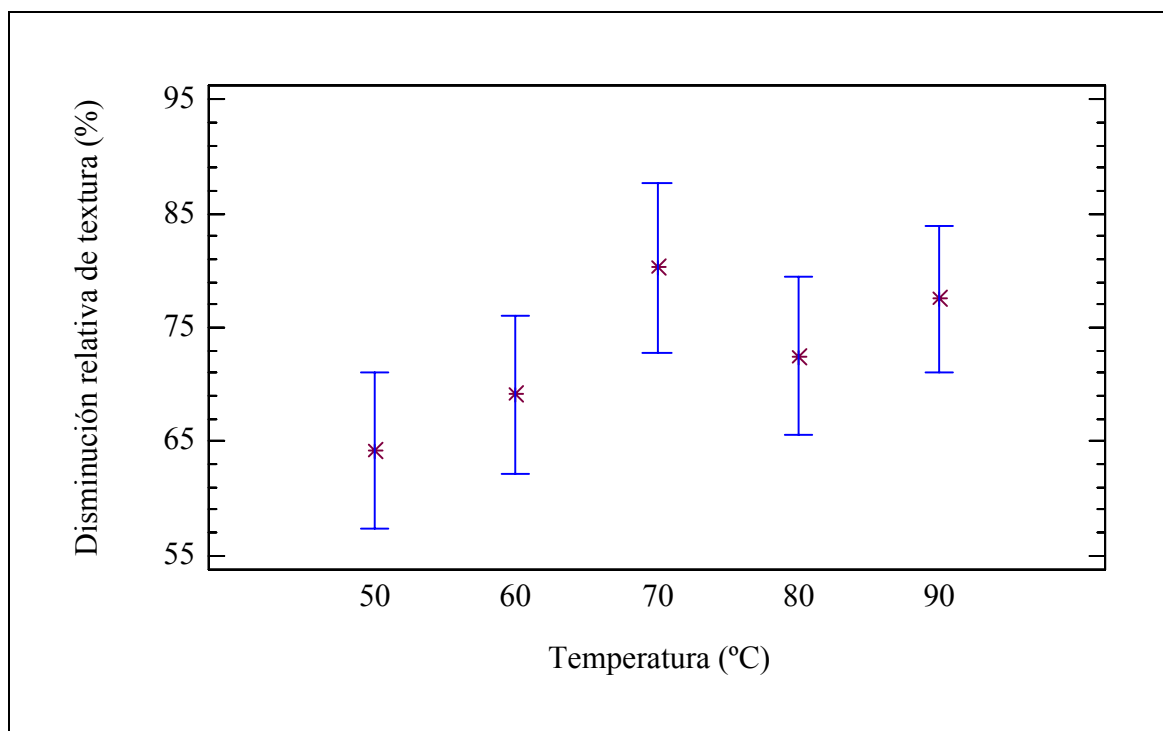


Figura 6.1.14. Disminución relativa porcentual de textura luego del escaldado a distintas temperaturas.

6.1.3.5. Color y actividad enzimática de la Polifenoloxidasa

En las muestras sin procesar, los valores de los parámetros L^* , a^* y b^* fueron de 85,6, 1,06 y 16,71, respectivamente, siendo estos valores similares a los determinados por Matser *et al.* (2000). Por su parte la actividad enzimática de los mismos fue de $0,0766 \Delta\text{DO min}^{-1} \text{g}^{-1}$.

Los tres parámetros de color evaluados presentaron variaciones luego del escaldado para todas las condiciones ensayadas (ver **Tabla 6.1.4**). Los valores de luminosidad (L^*) disminuyeron, representando un oscurecimiento de los hongos, mientras que a^* y b^* se vieron incrementados indicando pardeamiento. Estos resultados se corresponden con el cambio de color observado por simple inspección visual (**Figura 6.1.5**).

Tabla 6.1.4. Variación relativa porcentual de los parámetros L^* , a^* , y b^* , con la temperatura y tiempo del escaldado.

Temperatura (°C)	L^* (%)	a^* (%)	b^* (%)
50	-38,52	423,78	1,40
60	-27,04	381,56	11,64
70	-16,29	96,22	19,29
80	-12,09	36,55	17,65
90	-3,30	13,12	22,73

La reducción de la luminosidad disminuyó linealmente al aumentar la temperatura del baño (**Figura 6.1.15**).

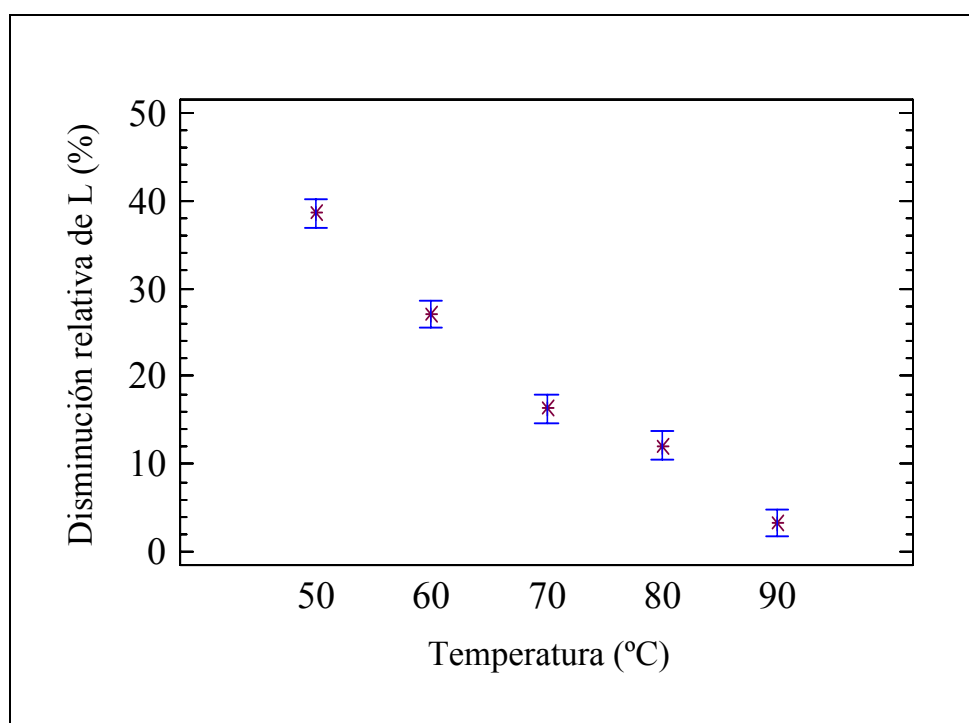


Figura 6.1.15. Disminución relativa de luminosidad para las distintas temperaturas de escaldado.

Con respecto a la actividad enzimática, en los hongos escaldados a temperaturas de 60, 70, 80 y 90°C se encontró inactivación total de la enzima PFO, mientras que la enzima fue parcialmente inactivada ($0,0186 \Delta\text{DO min}^{-1}\text{g}^{-1}$) cuando se aplicó el proceso térmico a 50°C. Estos resultados concuerdan con lo que describen McCord y Kilara (1983), quienes reportaron que la PFO se encuentra totalmente activa a temperaturas menores a 45°C; mientras que a una temperatura de escaldado de 50°C es necesario un tiempo mayor a 35,83 minutos para disminuir su actividad enzimática en un 50%.

Los diferentes grados de pardeamiento (mayor pardeamiento a menor temperatura del baño termostatzado) pueden explicarse considerando que a bajas temperaturas (50°C) la enzima PFO se mantiene activa durante la mayor parte del proceso. A medida que la temperatura del baño se incrementa (60-80°C), la enzima permanece activa por menos tiempo, produciendo pequeñas cantidades de productos coloreados. Mientras que a una alta temperatura (90°C), su inactivación es prácticamente instantánea, y no se produce pardeamiento enzimático.

6.1.4. Conclusiones

Se desarrolló una cinética de cambio del tamaño del hongo, que permite determinar de manera práctica y sencilla los tiempos de escaldado necesarios para alcanzar una determinada reducción de tamaño. Además, considerando que la inactivación de la PFO es otro de los objetivos que se debe alcanzar con el escaldado, se determinó cual de los dos factores es el limitante del tiempo de proceso. Cuando la temperatura de proceso es mayor o igual a 60 °C la contracción del hongo resultó ser el parámetro que controla el tiempo de escaldado, ya que no se detectó actividad de la PFO. Mientras que a temperaturas inferiores el factor limitante es la actividad enzimática.

Por otra parte, en todos los procesos hubo disminuciones de textura, y de luminosidad, y estas variaciones resultaron ser diferentes para cada proceso, lo que permite realizar una optimización del mismo.

El modelo empleado para describir la transferencia de calor acoplado a la contracción del tamaño predijo satisfactoriamente la evolución térmica del hongo en todo su dominio, permitiendo a su vez calcular índices de calidad cinéticos como el valor de cocción. Estos valores de cocción se correspondieron con variaciones en índices de calidad determinados experimentalmente.

6.2. Proceso de esterilización

6.2.1. Introducción

Luego de la etapa de escaldado, previamente analizada y estudiada en la sección anterior, prosigue el envasado, la adición del líquido cobertura y el proceso de esterilización propiamente dicho. En el caso de conservas de champiñones, este último tiene como finalidad la inactivación de microorganismos patógenos, como así también la destrucción de componentes antinutricionales o potencialmente cancerígenos como ser la agaritina (glutamil-4-hidroximetilfenilhidrazina). La agaritina es un derivado de la hidracina que se encuentra naturalmente presente en los champiñones en un porcentaje del 0,3 %. Varios estudios realizados por Toth *et al.* (1977, 1978, 1981) han demostrado el poder carcinogénico de numerosos derivados de hidracina. En este sentido Sastry *et al.* (1985) desarrollaron un modelo en tres dimensiones de la transferencia de calor y masa en champiñones durante la esterilización a diferentes temperaturas. Este modelo fue resuelto mediante elementos finitos y empleado para determinar la degradación de agaritina, el mismo fue validado para conservas enlatadas y procesadas a temperaturas de autoclave constante. Por su parte, Akterian (1995) propuso un modelo numérico que determina la distribución de la temperatura en el líquido de cobertura y en el hongo. La transferencia de calor convectiva que se desarrolla en el líquido fue descripta por la ecuación de régimen regular, y la transferencia de calor en el hongo por medio de la ecuación conducción del calor. El modelo fue validado para conservas envasadas en recipientes de vidrio y sometidas a un perfil de temperatura variable de autoclave, el cual incluye la etapa de enfriamiento.

En esta sección se plantean los siguientes objetivos: i) desarrollar un modelo de transferencia de calor y masa para el procesamiento térmico de conservas de champiñones envasadas en recipientes de vidrio, ii) acoplar a este modelo una cinética de degradación de microorganismos y de agaritina, y iii) establecer el factor limitante del tiempo de proceso.

6.2.2. Materiales y Métodos

6.2.2.1. Muestras

Para el desarrollo de las experiencias se prepararon conservas de champiñones (*Agaricus bisporus*) comprados en el mercado local. Los mismos fueron previamente escaldados, como ha sido detallado en la sección anterior, y luego colocados en frascos

de vidrio de 660 cm^3 (ver **Figura 6.2.1**). La cantidad de material colocado en cada frasco se calculó considerando una porosidad del 30%. Como líquido de cobertura se adicionó una solución de NaCl al 4%.



Figura 6.2.1. Conserva de champiñones.

Las longitudes características, iguales a las establecidas para el proceso de escaldado (ver **Figura 6.1.2**), fueron determinadas por medio de un calibre para 50 hongos luego del escaldado. Los valores medios, así obtenidos, son presentados en la **Tabla 6.2.1**.

Tabla 6.2.1. Dimensiones medias características de los champiñones.

Dimensión	Valor medio (m)	D.S. (m)
<i>A</i>	0,032	0,004
<i>L</i>	0,026	0,003
<i>l</i>	0,017	0,002
<i>d</i>	0,015	0,001

6.2.2.2. Procesamiento térmico

Las conservas fueron sometidas a un proceso de esterilización en el autoclave descrita previamente en la Sección 4.1. El mismo consistió de tres fases:

calentamiento, mantenimiento y enfriamiento, para esta última se empleó un baño de agua termostatzado a una temperatura de 60°C. El proceso fue diseñado para alcanzar una letalidad acumulada ($F^{10}_{121,1}$) de 8 min. (ecuación 6.1.2) recomendada por Holdworth (1997) para conservas de champiñones en salmuera.

$$F = \int_0^t 10^{(T-121,1)/10} dt \quad 6.2.1.$$

6.2.2.3. Modelado de la transferencia de calor y masa

Se desarrolló un modelo matemático que describe la transferencia de calor conductiva a través del hongo (ecuación 6.2.2) con condiciones de contorno convectivas (ecuación 6.2.3) y que considera una distribución inicial de temperaturas uniforme (ecuación 6.2.4).

$$\rho \, c_p \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla \cdot (k \nabla T) \quad (6.2.2)$$

$$k (\nabla T \cdot n) = h_{fp} (T_l - T) \quad (6.2.3)$$

$$T(x, y, z, t = 0) = T_0 \quad (6.2.4)$$

Por su parte, la transferencia de masa fue modelada matemáticamente mediante la siguiente expresión:

$$\nabla \cdot (D_m \nabla C) + R_m = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (6.2.5)$$

con condiciones de contorno convectivas:

$$D_m (\nabla C \cdot n) = h_m (C_{sup} - C_l) \quad (6.2.6)$$

El modelo desarrollado fue resuelto por medio del método de elementos finitos (COMSOLTM Multiphysics, version 3.2) para un dominio de simulación que considera el champiñón que se encuentra en el centro térmico de la conserva y el líquido que lo rodea (**Figura 6.2.2**) .

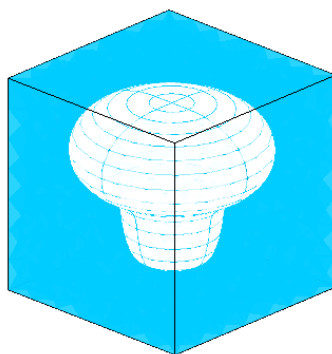


Figura 6.2.2. Dominio de simulación mostrando la fase sólida (en blanco) y el medio líquido que la rodea.

Las propiedades termofísicas empleadas en el modelo de simulación fueron determinadas como se expresa a continuación y las mismas son detalladas en la **Tabla 6.2.2**.

La densidad fue determinada experimentalmente midiendo la masa del hongo y el volumen del hongo, por medio del método de desplazamiento de líquido.

La estimación del coeficiente de transferencia de calor (h_{fp}) entre el líquido de cobertura y el champiñón se realizó de la misma forma que la descrita en la Sección 6.2.5 para el proceso de escaldado. El coeficiente así obtenido corresponde al valor medio efectivo para todo el proceso de esterilización incluyendo la etapa de enfriamiento.

La temperatura del líquido fue asumida uniforme en todo el dominio de simulación y la misma fue determinada experimentalmente en tres posiciones diferentes del líquido de cobertura que rodea a dicho champiñón y luego promediada.

En base a que no se obtuvieron diferencias en las temperaturas medidas experimentalmente en los tres puntos del líquido que rodea al hongo, lo que podría indicar que las corrientes convectivas que se desarrollan en esta zona son muy pequeñas debido a que los gradientes de temperatura son muy bajos en la mayor parte del proceso, se asumió que el mecanismo de transporte de agaritina predominante es el proceso difusivo. Por esta razón y a los fines de simplificar el modelo de simulación el mecanismo convectivo no fue considerado.

El código en lenguaje Matlab, generado por COMSOL 3.2, para resolver el modelo matemático planteado se muestra en el Apéndice B.

Tabla 6.2.2. Propiedades del champiñón empleadas en el modelo de simulación.

Propiedad	Valor	unidades	Fuente
Densidad (ρ)	1130	kg m ⁻³	medido
Coeficiente de transferencia de calor efectivo (h_{fp})	376	W m ² K ⁻¹	determinado
Calor específico (cp)	3883	J kg ⁻¹ K ⁻¹	Sastry <i>et al.</i> , 1985
Conductividad térmica (k)	0,4324	W m ⁻¹ K ⁻¹	
Coeficiente de difusión de agaritina en el hongo (D_m)	1,686 10 ⁻¹⁰	m ² s ⁻¹	
Coeficiente de difusión de agaritina en el líquido (D_{ml})	8,43 10 ⁻¹⁰	m ² s ⁻¹	
Coeficiente de transferencia de masa convectiva (h_m)	1,006 10 ⁻⁵	m s ⁻¹	
Concentración inicial de agaritina en la fase sólida (C_{s0})	0,7495	kg m ⁻³	
Concentración inicial de agaritina en la fase líquida (C_{l0})	0,0907	kg m ⁻³	

El término R_m de la ecuación 6.2.5 representa la velocidad de degradación de la agaritina (ecuación 6.2.6) y esta puede ser expresada mediante una cinética tipo Arrhenius como se presenta en las ecuaciones 6.2.8 y 6.2.9 para la fase sólida y líquida, respectivamente. Los parámetros empleados en dichos modelos fueron los determinados por Sastry *et al.* (1985) y estos se presentan en la **Tabla 6.2.3**.

$$R_m = -\frac{\partial C}{\partial t} = KC \quad (6.2.7)$$

$$K = K_{as} \exp\left(-\frac{E_{aso} t}{RT_c}\right) \quad (6.2.8)$$

$$K = K_{al} \exp\left(-\frac{E_{al}t}{RT_c}\right) \quad (6.2.9)$$

Tabla 6.2.3. Parámetros del modelo de degradación de agaritina.

Parámetro	Valor	Unidades	Fuente
Energía de activación en la fase líquida (E_{al})	84517	J mol ⁻¹	Sastry <i>et al.</i> , 1985
Factor pre-exponencial en la fase líquida (K_{al})	1,7 10 ⁸	s ⁻¹	
Energía de activación en la fase sólida (E_{aso})	110876	J mol ⁻¹	
Factor pre-exponencial en la fase líquida (K_{aso})	2,97 10 ¹¹	s ⁻¹	

6.2.2.4. Adquisición de temperaturas

Las temperaturas fueron medidas cada 15 segundos en las siguientes posiciones: una en el centro geométrico de la cabeza de un hongo colocado en el centro térmico del recipiente, tres en el líquido de cobertura que rodea a dicho champiñón, una en el autoclave y una en el baño de enfriamiento. Para ello se emplearon las termocuplas y el equipo de adquisición de señales descrito en la Sección 4.3.

El champiñón al cual se le midió la temperatura fue seleccionado por presentar dimensiones características similares a los valores medios presentados en la **Tabla 6.2.1.**

6.2.2.5. Validación del modelo

El modelo descrito fue validado comparando las temperaturas simuladas con las obtenidas experimentalmente. Dichas comparaciones fueron realizadas por medio del error relativo medio absoluto (ecuación 6.2.10):

$$\varepsilon_{medio}(\%) = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m \frac{|T_s - T_e|}{T_e} 100 \quad (6.2.10)$$

6.2.3. Resultados y Discusión

En la **Figura 6.2.3.** se muestran los perfiles de temperaturas determinados experimentalmente para el autoclave, el líquido de cobertura y el centro térmico del hongo. Además para esta última posición se presenta la evolución térmica obtenida por el modelo de simulación, la cual refleja el buen desempeño del mismo, para el cual se estimó un error relativo medio absoluto (ε_{medio}) de 2,38 %. Otra observación importante es que aproximadamente la mitad de la destrucción microbiana se produce durante la etapa de enfriamiento, por esta razón la misma debe ser tomada en cuenta a los fines de calcular los tiempos de proceso para conservas mixtas que, como en este caso, contienen partículas de gran espesor.

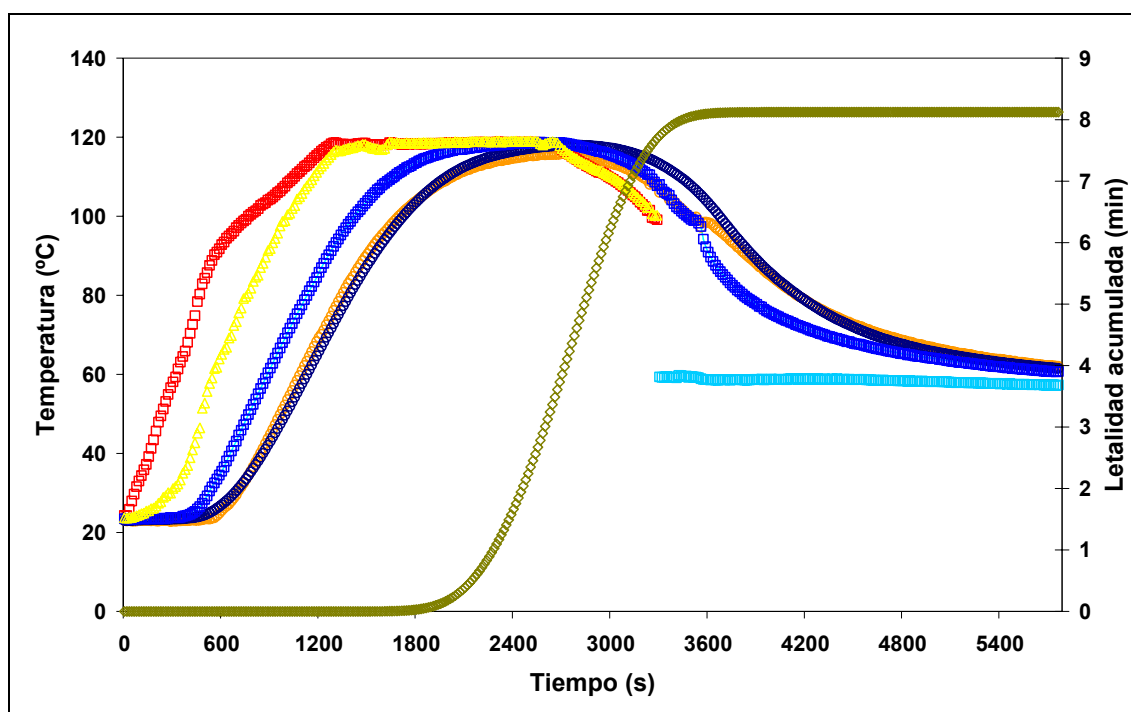


Figura 6.2.3. Evolución de la temperatura y de la letalidad acumulada durante la esterilización de conservas de champiñón: (□) autoclave, (Δ) pared del frasco, (□) baño termostático, (□) líquido de cobertura, (○) centro térmico experimental, (○) centro térmico simulado, (◇) letalidad acumulada.

Los resultados obtenidos por el modelo de simulación para la difusión y degradación de agaritina en la fase sólida y líquida son presentados en la **Figura 6.2.4** y en la **Figura 6.2.5**, respectivamente. En dichas figuras se muestra la variación de la retención de agaritina (C/C_0) a diferentes posiciones para todo el proceso térmico. En la

primera de ellas se puede observar que aproximadamente a los 1200 s de iniciado el proceso comienza a disminuir la concentración de agaritina, siendo la región del tallo del hongo la que primero comienza a experimentar dicha reducción. Por el contrario en la cabeza del hongo se evidenció un tiempo de retraso mayor para la degradación de dicho componente. Estos resultados son coincidentes con la distribución de temperaturas que se presenta posteriormente en la **Figura 6.2.6**.

Finalmente se alcanza una reducción de este componente cercana al 50 %, lo cual indica que el factor que limita el tiempo de proceso es la degradación térmica de agaritina. A su vez, esta reducción fue similar a la reportada por Sastry *et al.* (1985), quienes determinaron una reducción de 49,55 % para la esterilización de conservas de champiñón a 124 °C durante 11 minutos.

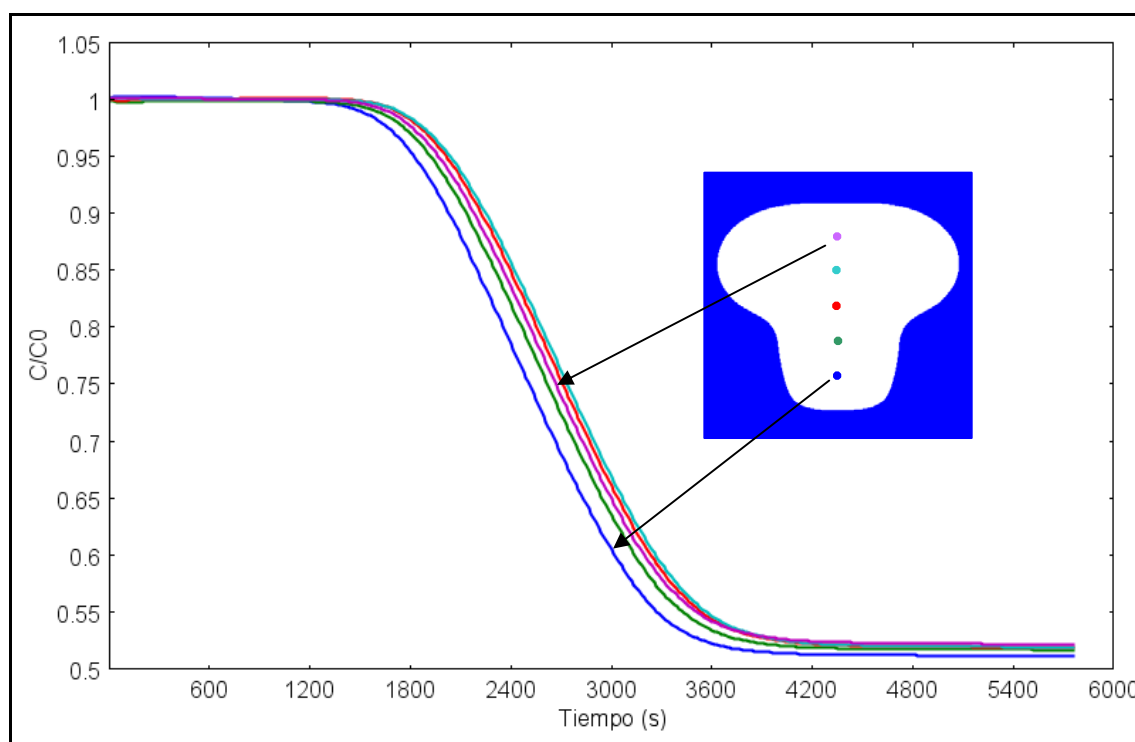


Figura 6.2.4. Variación de la retención de agaritina en distintas posiciones a lo largo del eje de simetría de la fase sólida. Posiciones desde la base del hongo: 5, 10, 15, 20 y 25 mm.

Por su parte la **Figura 6.2.5**, correspondiente a la porción líquida, muestra un comportamiento diferente a la de la fase sólida. En esta se pueden observar tres períodos que caracterizan a la variación de la concentración de agaritina. En el primero de ellos se produce un aumento de la concentración, de dicho componente, en aquellas posiciones del líquido de cobertura más cercanas a la superficie de la partícula, como

consecuencia de su difusión desde el hongo. Este incremento fue mayor para la posición del líquido de cobertura más cercana a la superficie de la partícula, y la magnitud del mismo fue decreciendo para las posiciones más alejadas de esta zona.

Cabe recordar que las concentraciones de este componente antinutricional en el hongo y en el líquido de cobertura al inicio del proceso, son muy disímiles, siendo en el sólido de aproximadamente ocho veces mayor que en el fluido (ver **Tabla 6.2.2**).

Posteriormente, a los 1500 s de iniciado el proceso térmico, el contenido de agaritina en el líquido comienza a disminuir, lo cual podría deberse a que la degradación térmica de este componente es mayor que lo aportado por el hongo mediante el proceso difusivo.

Finalmente se produce un aumento de agaritina a partir de los 3600 s de proceso, esto sería consecuencia de que su velocidad de degradación disminuye o se anula debido a la disminución de la temperatura del líquido, mientras que el proceso difusivo continúa. Lo dicho anteriormente se comprueba observando la **Figura 6.2.4** donde, a aproximadamente, al mismo tiempo (3600 s), la destrucción térmica en el hongo cesa, lo que evidentemente también se produce en el líquido que se encuentra a una menor temperatura.

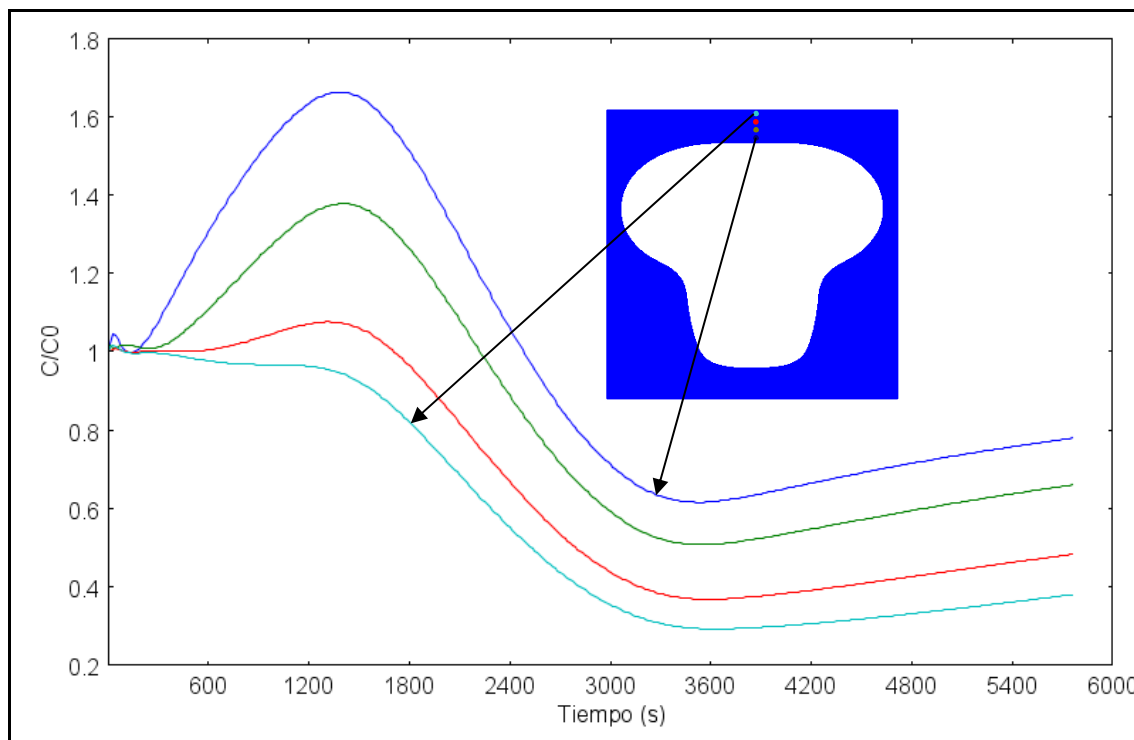


Figura 6.2.5. Variación de la retención de agaritina en distintas posiciones de la fase líquida. Posiciones desde la superficie del hongo: 1, 2, 3 y 4 mm.

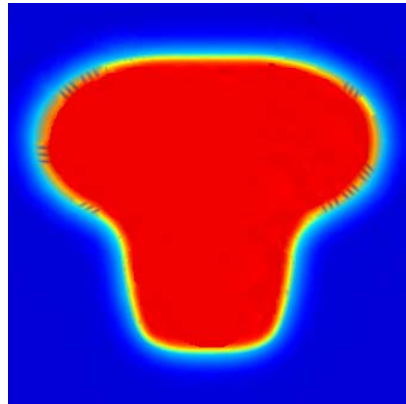
La **Figura 6.2.6.** muestra la distribución y evolución de la temperatura y de la concentración de agaritina en el hongo y en el medio líquido a diferentes tiempos de proceso (1200, 2010 y 3900 s). Estos tiempos fueron seleccionados por representar a las etapas de calentamiento, mantenimiento y enfriamiento, respectivamente.

En dicha figura se observa que a los 1200 s de iniciado el proceso térmico (etapa de calentamiento) la concentración de agaritina en el hongo cercana a su superficie ha disminuido respecto de su valor inicial, mientras que en líquido ha aumentado en las regiones cercanas al hongo. Esto demuestra claramente la predominancia del proceso difusivo por sobre el fenómeno de degradación térmica. Estos resultados se corresponden con la distribución de temperaturas, donde a dicha instancia, el líquido presenta una temperatura de 85 °C, mientras que el hongo se encuentra prácticamente a una temperatura de 65 °C en todo su dominio.

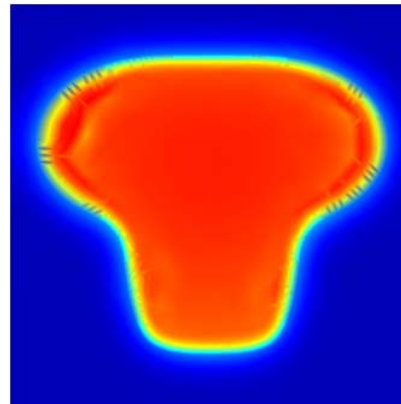
Posteriormente a los 2010 s, correspondiente a la etapa de mantenimiento, se puede observar que las formas de la distribución de la concentración de agaritina y de la temperatura difieren considerablemente. Esto indica la presencia del fenómeno de degradación térmica y su interacción con el proceso difusivo.

Finalmente a los 3900 s (etapa de enfriamiento), la fase sólida ya alcanzó su concentración final de agaritina, la que se encuentra uniformemente distribuida en todo su dominio. Por su parte en el líquido de cobertura dicha concentración no llegó a su valor final de equilibrio, debido a que aún continúa el proceso difusivo.

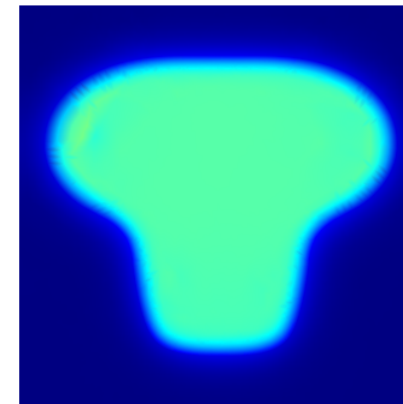
En base a lo expuesto hasta aquí se puede decir que la variación en la concentración de agaritina en el hongo depende principalmente del fenómeno de destrucción térmica, mientras que para el líquido esta depende mayoritariamente del fenómeno difusivo.

a

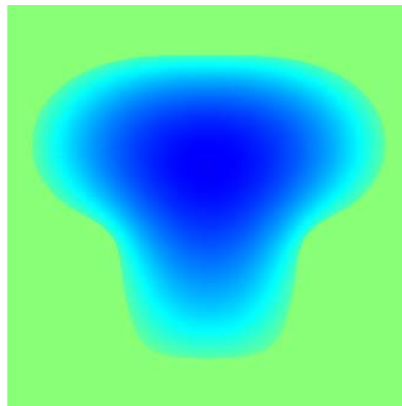
1200 s



2010 s



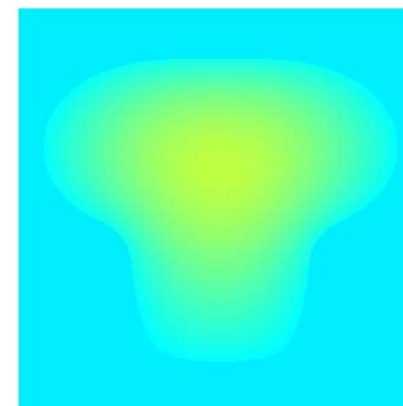
3900 s

b

1200 s



2010 s



3900 s

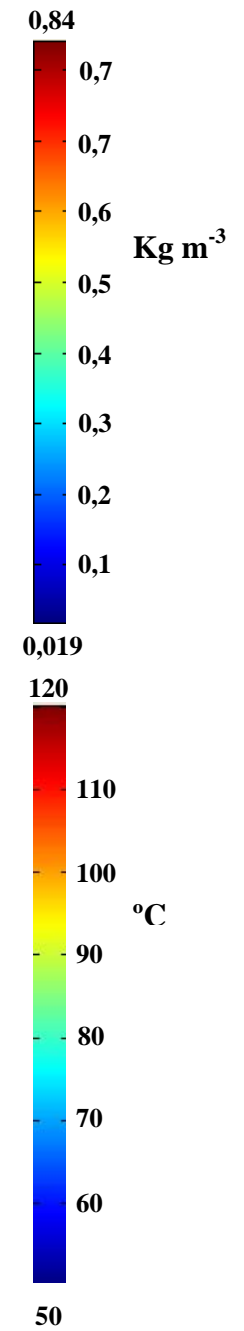


Figura 6.2.6. Distribución de a) concentración de agaritina y b) temperaturas en el hongo y el líquido de cobertura a diferentes tiempos del proceso.

6.2.4. Conclusiones

Se desarrolló un modelo de transferencia de calor y masa que permite predecir la evolución y distribución de la temperatura y de la concentración de agaritina en la fase líquida y en la fase sólida durante el procesamiento térmico de conservas de champiñón. El modelo fue validado experimentalmente obteniéndose una buena concordancia entre las historias térmicas predichas y las registradas experimentalmente.

A este modelo se le acoplaron cinéticas de destrucción térmica de microorganismos y de componentes antinutricionales como la agaritina, lo que permitió determinar la variación de los mismos durante el proceso. A su vez esto posibilitó establecer que la concentración de agaritina es el factor limitante del tiempo de procesamiento.

CAPÍTULO 7

Alimentos Líquidos

7.1. Introducción

El estudio del fenómeno de convección natural inducido por el efecto de flotación, debido a cambios en la densidad de un fluido, ha sido aplicado a diferentes propósitos, entre las que podemos mencionar el acondicionamiento de aire en edificios, diseño de almacenamiento de fluidos en plantas de energía solar, diseño de componentes electrónicos, esterilización de alimentos, entre otros (Varma y Kannan, 2005).

El calentamiento convectivo de alimentos en ausencia de algún tipo de agitación inducida externa es conocido como convección natural. Este fenómeno se produce cuando se genera un gradiente de temperaturas en el líquido, lo que ocasiona variaciones en la densidad del mismo, provocando el movimiento espontáneo y la agitación y mezcla del producto dentro del envase (Welti *et al.*, 2005). Algunos de los alimentos fluidos comúnmente pasteurizados por calor en la industria alimenticia son cerveza, jugos de frutas y vegetales, sopas, leche, puré de vegetales, salsas de frutas y vegetales, etc. No obstante este mecanismo de transferencia de calor ha sido uno de los menos estudiados, la mayoría de los trabajos hacen referencia al calentamiento por conducción, dejando de lado al mecanismo convectivo sobre el cual existen muy pocos trabajos experimentales (Akterian *et al.*, 1994). Esta carencia de información es debida, entre otras causas, a las dificultades que implican resolver y comprender las ecuaciones diferenciales que gobiernan la transferencia de calor por convección y su relación con los patrones y perfiles de velocidad y temperatura, en las diferentes zonas o regiones del envase que contiene al alimento (Welti *et al.*, 2005).

Por otro lado, los sensores de temperatura frecuentemente utilizados en las industrias son de gran tamaño, lo cual influye en el patrón de movimiento del líquido por convección dentro del envase y por consiguiente en la distribución de temperaturas. En este sentido, Marra y Romano (2003) observaron que en la colocación de un sensor de temperatura, su localización y tamaño relativo a las dimensiones del envase pueden influir en la evolución de la temperatura estimada para el punto más frío y que además resulta difícil comprobar que el mismo ha sido colocado en dicho punto. Este hecho explica el creciente interés en las simulaciones numéricas, las cuales pueden ser utilizadas para determinar la evolución de la temperatura en todo el dominio de la conserva (Rabiey *et al.*, 2007). Para esto la fluidodinámica computacional (FDC) ha resultado una valiosa herramienta para el análisis de la transferencia de calor por

convección durante la esterilización de conservas líquidas. En los últimos años ha habido un importante aumento en el número de trabajos publicados que utilizan esta herramienta de simulación, como consecuencia del aumento en la eficiencia de las computadoras y una disminución en los costos de los softwares de FDC. Si bien, existen varios estudios que simulan la evolución térmica, durante la esterilización, de alimentos líquidos de alta viscosidad (Ghani *et al.*, 1999a, 1999b, 2002, 2003; Kumar *et al.*, 1990) como también de baja viscosidad (Datta y Teixeira, 1988; Kumar *et al.*, 1990; Kumar y Bhattacharya, 1991; Rabiey, *et al.*, 2007; Yang y Rao, 1998); en la mayoría de estos trabajos se han considerado alimentos envasados en latas o pouches, con condiciones de contorno constantes.

No obstante esto, las industrias procesadoras no siempre disponen de esta herramienta de cálculo o de personal capacitado para llevar a cabo dichas simulaciones. Además en pequeños procesadores de conservas es usual el reemplazo de envases por otros del mismo volumen pero diferente aspecto geométrico. En este sentido el desarrollo de un modelo matemático que permita calcular de manera práctica y sencilla el tiempo de proceso en función de las dimensiones del envase, será de mucha utilidad para este tipo de establecimientos productivos.

En este estudio se describe la esterilización de alimentos de alta viscosidad, envasados en recipientes de vidrio de diversas dimensiones calentados con perfil de temperatura externa variable (característica de autoclaves de baja capacidad).

Los objetivos del presente capítulo fueron los siguientes: (i) obtener los perfiles de temperatura y velocidad, la localización de la zona de calentamiento lento y los valores cocción para envases de diferentes volúmenes (360 y 660 cm³) y relaciones altura/diámetro (H/D) (ii) desarrollar un modelo matemático que permita estimar, de manera simple, los tiempos de proceso necesarios para alcanzar inocuidad en función del aspecto geométrico del envase.

7.2. Materiales y Métodos

7.2.1. Formulación del problema

Alimento líquido modelo

En este estudio se empleó un dominio de simulación 2D-axial simétrico para recipientes cilíndricos de vidrio de diferentes tamaños y aspectos geométricos (relaciones H/D) (Tabla 7.1).

Tabla 7.1. Dimensiones y relaciones H/D de los envases empleados en los modelos de simulación.

Volumen	660 cm ³		360 cm ³	
Altura H (cm)	Diámetro D (cm)	H/D	Diámetro D (cm)	H/D
8,0	11,32	0,70	8,57	0,97
10,0	10,16	0,98	7,71	1,38
12,0	9,31	1,28	7,09*	1,69
13,7	8,75*	1,56	--	--
14,0	8,66	1,61	6,60	2,34
15,1	8,36*	1,80	--	--
16,0	8,14	1,96	6,22	2,87
18,0	7,71	2,33	5,90	3,44
20,0	7,35	2,72	5,64	4,05

*Envases disponibles en el mercado y frecuentemente utilizados en conservas.

Una solución de carboximetil celulosa sódica (CMC) (0,85% p/p), fue empleada como sistema modelo de un alimento líquido de alta viscosidad. Steffe *et al.* (1986) sugirieron que este modelo podría ser aplicado a purés de vegetales (tomate, zanahoria, zapallo) o salsas o purés de frutas (manzana, damasco y banana), los cuales son frecuentemente envasados y conservados por tratamiento térmico.

Los alimentos generalmente poseen un comportamiento No-Newtoniano y su viscosidad depende de la velocidad de deformación y la temperatura. Debido a la alta viscosidad de la CMC, las velocidades que desarrolla este fluido son muy bajas y por consiguiente también las velocidades de deformación, siendo estas del orden de $0,01 \text{ s}^{-1}$ (Ghani *et al.*, 1999a). A estos valores de velocidades de deformación la viscosidad puede asumirse independiente de la misma y considerarse a dicho fluido como Newtoniano. Debido a esto, en el modelo de simulación desarrollado, la viscosidad de la solución de CMC fue considerada solamente variable con la temperatura. De esta manera, la variación de la densidad fue considerada por medio de la aproximación de Boussinesq, la cual asume que la variación de densidad en la ecuación de continuidad puede ser despreciada. La variación de la densidad con la temperatura es usualmente expresada como (Adrian1993):

$$\rho = \rho_{ref} [1 - \beta(T - T_{ref})] \quad (7.1)$$

donde β es el coeficiente de expansión térmica del líquido, ρ_{ref} y T_{ref} son la densidad y la temperatura del líquido a la condición de referencia.

Para líquidos viscosos, como es lo es la solución de CMC (0,85 % p/p), las fuerzas viscosas son grandes, comparadas con las de flotación, por lo que el número de *Grashof* es bajo (10^{-2} - 10^{-1}). Este orden de magnitud del número de *Grashof* indica que el flujo por convección natural posee un comportamiento laminar.

Las propiedades termo físicas del vidrio y el fluido, empleadas en el modelo de simulación son dadas a continuación en la **Tabla 7.2**.

Tabla 7.2. Propiedades termo físicas empleadas en el modelo de simulación.

Material	Propiedad	Valor /expresión	Fuente
CMC (0,85% p/p)	Densidad, ρ (kg m ⁻³)	950	Ghani et al. (1999a)
	Calor específico, cp (J kg ⁻¹ K ⁻¹)	4100	
	Conductividad térmica, k (W m ⁻¹ K ⁻¹)	0,70	
	Coeficiente de expansión térmica, β (K ⁻¹)	0,0002	
	Viscosidad, μ (Pa s)	$4,135 - 6,219 \cdot 10^{-2} T + 2,596 \cdot 10^{-4} T^2$	
Vidrio	Difusividad térmica, α (m ² s ⁻¹)	$5,97 \cdot 10^{-6}$	Naveh et al. (1983)

7.2.2. Modelo de simulación

Las ecuaciones diferenciales parciales de Navier-Stokes que gobiernan el movimiento convectivo natural del fluido con propiedades termofísicas constantes, en coordenadas cilíndricas, se acoplaron con el balance de energía y se emplearon para describir el sistema (Bird *et al.*, 1976):

$$\text{Ecuación de continuidad: } \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho v) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho u) = 0 \quad (7.2)$$

$$\text{Balance de energía: } \frac{\partial T}{\partial t} + v \frac{\partial T}{\partial r} + u \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{k}{\rho c_p} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right] \quad (7.3)$$

Balance de momento en dirección vertical (z) con la aproximación de Boussinesq:

$$\rho \left(\frac{\partial u}{\partial t} + v \frac{\partial u}{\partial r} + u \frac{\partial u}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial u}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right] + \rho_{ref} g [1 - \beta (T - T_{ref})] \quad (7.4)$$

Balance de momento en la dirección radial:

$$\rho \left(\frac{\partial v}{\partial t} + v \frac{\partial v}{\partial r} + u \frac{\partial v}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial r} + \mu \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rv) \right) + \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} \right] \quad (7.5)$$

Condiciones iniciales y de contorno

contorno lateral del envase, $r = R_{ext}$,

$$T = T_w(t), \text{ para } 0 \leq z \leq H \quad (7.6)$$

contorno inferior del envase, $z = 0$,

$$T = T_w(t), \text{ para } 0 \leq r \leq R_{ext} \quad (7.7)$$

contorno superior del envase, $z = H$,

$$T = T_w(t), \text{ para } R_{int} \leq r \leq R_{ext} \quad (7.8)$$

contorno lateral del alimento, $r = R_{int}$,

$$u = 0, v = 0, \text{ para } z_{wt} \leq z \leq H \quad (7.9)$$

contorno inferior del alimento, $z = z_{wt}$,

$$u = 0, v = 0, \text{ para } 0 \leq r \leq R_{int} \quad (7.10)$$

contorno superior del alimento, $z = H$,

$$T = T_w(t), u = 0, v = 0, \text{ para } 0 \leq r \leq R_{int} \quad (7.11)$$

condición de simetría, en $r = 0$,

$$\frac{\partial T}{\partial r} = 0, \frac{\partial u}{\partial r} = 0, v = 0, \text{ para } 0 \leq z \leq H \quad (7.12)$$

Condiciones iniciales

$$T = T_i, u = 0, v = 0 \text{ en } 0 \leq r \leq R_{int}, z_{wt} \leq z \leq H. \quad (7.13)$$

Simplificaciones

Para simplificar el problema se asumieron las siguientes consideraciones:

- (a) Simetría axial, lo cual reduce el problema de 3D a 2D.
- (b) La generación de calor por disipación viscosa es despreciable, debido al empleo de un líquido altamente viscoso el cual desarrolla velocidades muy bajas (del orden de 10^{-4} m s^{-1}).
- (c) Es válida la aproximación de Boussinesq ($\rho_{ref} = 1040 \text{ kg m}^{-3}$ a $T_{ref} = 20^\circ\text{C}$).
- (d) Se consideraron condiciones de contorno esenciales, el efecto del coeficiente de transferencia de calor en la superficie fue despreciado.
- (e) No hay desplazamiento sobre los lados internos de las paredes del frasco y la tapa.
- (f) La resistencia a la transferencia de calor de la tapa metálica es despreciable.
- (g) Las propiedades térmicas del frasco de vidrio y el alimento líquido son consideradas constantes.

Detalles del mallado computacional

En la **Figura 7.1** se muestra el dominio de simulación discretizado mediante un sistema de mallado no uniforme. En este se aplicó un mallado más fino en las zonas donde hay gran variación de temperatura y velocidades, siendo necesario para lograr la convergencia de la solución numérica. En el resto del dominio donde no se producen variaciones de tales magnitudes, un mallado más fino solo incrementaría el tiempo de procesamiento computacional sin aumentar la exactitud de la solución, por lo que se empleó en esta área un mallado más grueso.

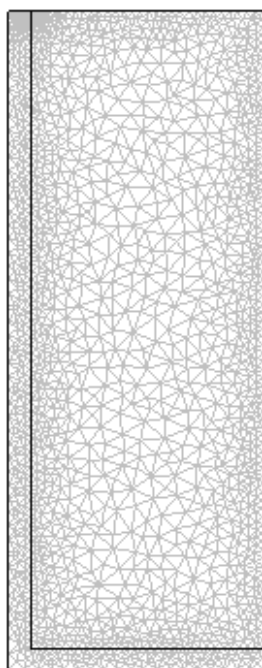


Figura 7.1. Dominio de simulación discretizado en 3411 elementos.

Las ecuaciones diferenciales parciales que modelan la transferencia de energía y cantidad de movimiento en el sistema en estudio fueron resueltas por el método de elementos finitos mediante el empleo del software comercial COMSOL Multiphysics (COMSOL AB, 2005). El código en lenguaje Matlab, generado por COMSOL 3.2, para resolver el modelo matemático planteado se muestra en el Apéndice C.

7.2.3. Validación del modelo

El autoclave descrito en la Sección 4.1 fue empleado para validar el modelo de simulación. Las temperaturas fueron medidas en el autoclave y en distintos puntos en el interior del envase de 660 cm^3 ($H=13,7$) lleno con CMC 0,85% p/p. Para ello se utilizaron las termocuplas y el equipo de adquisición de señales descrito en la Sección 4.3.

El modelo de predicción fue validado por comparación de las temperaturas simuladas con las medidas experimentalmente. Para realizar dichas comparaciones se determinaron los errores relativos medios absolutos (ecuación 7.14):

$$\varepsilon_{medio}(\%) = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m \frac{|T_s - T_e|}{T_e} 100 \quad (7.14)$$

7.2.4. Determinación del tiempo de esterilización

Para la estimación del tiempo de esterilización se calculó el tiempo que tarda, el punto más frío, en alcanzar una letalidad acumulada (F_{100}^{15}) de 1,55 minutos, valor recomendado para productos de alta viscosidad y acidez como la salsa de tomate.

La letalidad acumulada fue calculada por medio de la ecuación 7.15, para todos los tamaños de envases considerados.

$$F = \int_0^t 10^{(T-100)/15} dt \quad (7.15)$$

7.2.5. Valor de cocción

El valor de cocción medio (C_{medio}) fue determinado por integración numérica de la ecuación 7.16, empleando los perfiles de temperatura simulados para cada tipo de recipiente. Para el cálculo de este parámetro se consideró una temperatura de referencia (T_{ref}) de 100°C y una temperatura de reducción decimal z_c de 23 °C. Este valor de z_c corresponde a un valor medio de cinéticas de deterioro de parámetros de calidad sensoriales (Ohlsson, 1980). El código desarrollado en lenguaje Matlab para calcular dicho parámetro se encuentra en el Apéndice C.

$$C_{medio} = \frac{1}{V} \int_0^{t_f} \int_{\Omega} 10^{(T - T_{ref})/z_c} d\Omega dt \quad (7.16)$$

7.3. Resultados y Discusión

7.3.1. Perfiles de temperatura y velocidad

En la **Figura 7.2 a-d** se muestran los perfiles de temperatura y de velocidad (por medio de vectores) para cuatro envases de diferentes dimensiones, luego de 3000 s de iniciado el calentamiento. En todos ellos se observa como el líquido en contacto con la pared del frasco, se encuentra a mayor temperatura que el resto del contenido. Esta diferencia en temperaturas se traduce en diferencias de densidades, lo cual genera fuerzas de flotación y por ende el movimiento del fluido. Dichas fuerzas de flotación producen un flujo ascendente en el líquido de menor densidad que se encuentra cerca de

la pared del frasco. Este líquido caliente es deflectado por la tapa, desplazándose radialmente hacia el centro y luego hacia abajo, generándose un flujo recirculante. Debido a esto, la zona de calentamiento lento (ZCL) se desplaza hacia el fondo del envase y luego lateralmente hacia las paredes del mismo. En la **Figura 7.2** también puede observarse que las velocidades axiales desarrolladas son mayores para los envases con una relación H/D alta, que cuando la misma es baja. Por otro lado como es de esperar los envases de 660 cm^3 (**Figuras 7.2a y 7.2b**) alcanzan menores temperaturas que los de 360 cm^3 (**Figuras 7.2c y 7.2d**).

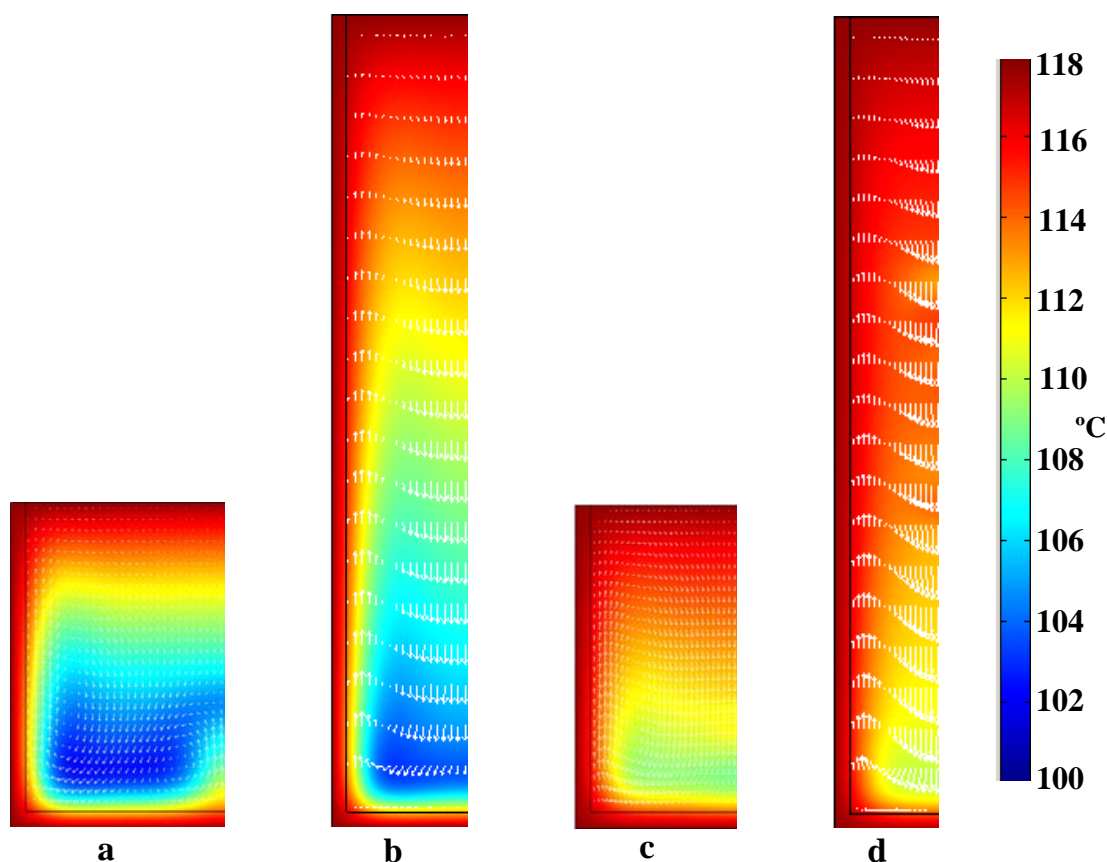


Figura 7.2. Perfiles de temperaturas y velocidades para los siguientes envases: $V= 660\text{ cm}^3$: a) $H= 8\text{ cm}$ y $D= 11,32\text{ cm}$, b) $H= 20\text{ cm}$ y $D= 7,35\text{ cm}$; $V= 360\text{ cm}^3$: c) $H= 8\text{ cm}$ y $D= 8,57\text{ cm}$, d) $H= 20\text{ cm}$ y $D= 5,64\text{ cm}$, luego de 3000 s de iniciado el calentamiento.

En la **Figura 7.3** se muestran las historias térmicas determinadas experimentalmente y por el modelo de simulación en varios puntos del dominio para un frasco de 660 cm^3 ($H=13,7\text{ cm}$) durante el procesamiento térmico con una temperatura externa variable con el tiempo. En dicha figura se observa que las temperaturas

simuladas para diferentes posiciones axiales (ζ), a la misma posición radial ($\xi=0,50$) mostraron diferentes retardos, siendo estos mayores a mayor cercanía al fondo del envase. Estas diferencias podrían deberse al flujo recirculante como también a la asimetría entre las conductividades térmicas entre el fondo y la parte superior (tapa) del envase.

Los errores relativos medios absolutos calculados mediante la ecuación 7.14, fueron menores al 4% lo que demuestra la validez del modelo de simulación empleado.

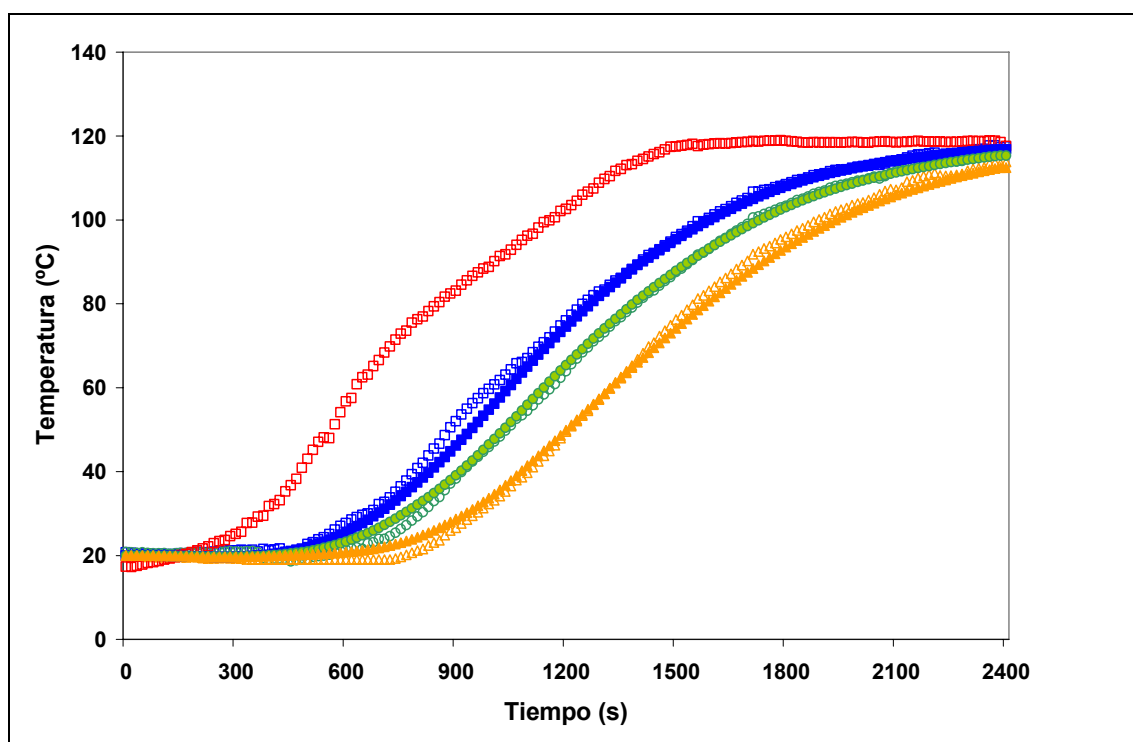


Figura 7.3. Historias térmicas para varias posiciones axiales a una misma posición radial ($\xi=0,50$) para un frasco de 660 cm^3 ($H=13,7 \text{ cm}$). Temperaturas experimentales en: $\zeta=0,21$ (Δ); $\zeta=0,47$ (\circ); $\zeta=0,83$ (\square); temperatura del medio externo (\square). Temperaturas predichas en: $\zeta=0,21$ (\blacktriangle); $\zeta=0,47$ (\bullet); $\zeta=0,83$ (\blacksquare).

La **Figura 7.4** muestra la variación de las velocidades axiales con el tiempo para un frasco de 660 cm^3 ($H=16 \text{ cm}$). Al inicio del calentamiento la magnitud de la velocidad aumenta con el tiempo, pero luego la misma empieza a disminuir. Esta variación de velocidad puede ser explicada en términos del *número de Grashof*, el cual representa la relación entre la fuerza de flotación y la fuerza viscosa, su magnitud es indicativa del régimen (laminar o turbulento) en la convección natural. A medida que el calentamiento va progresando, la temperatura se va uniformizando, lo que reduce la

fuerza de flotación en el líquido y por consiguiente la velocidad de desplazamiento del mismo. Las temperaturas en todo el dominio tienden a alcanzar a la del medio de calentamiento y consecuentemente las fuerzas de flotación disminuyen hasta anularse.

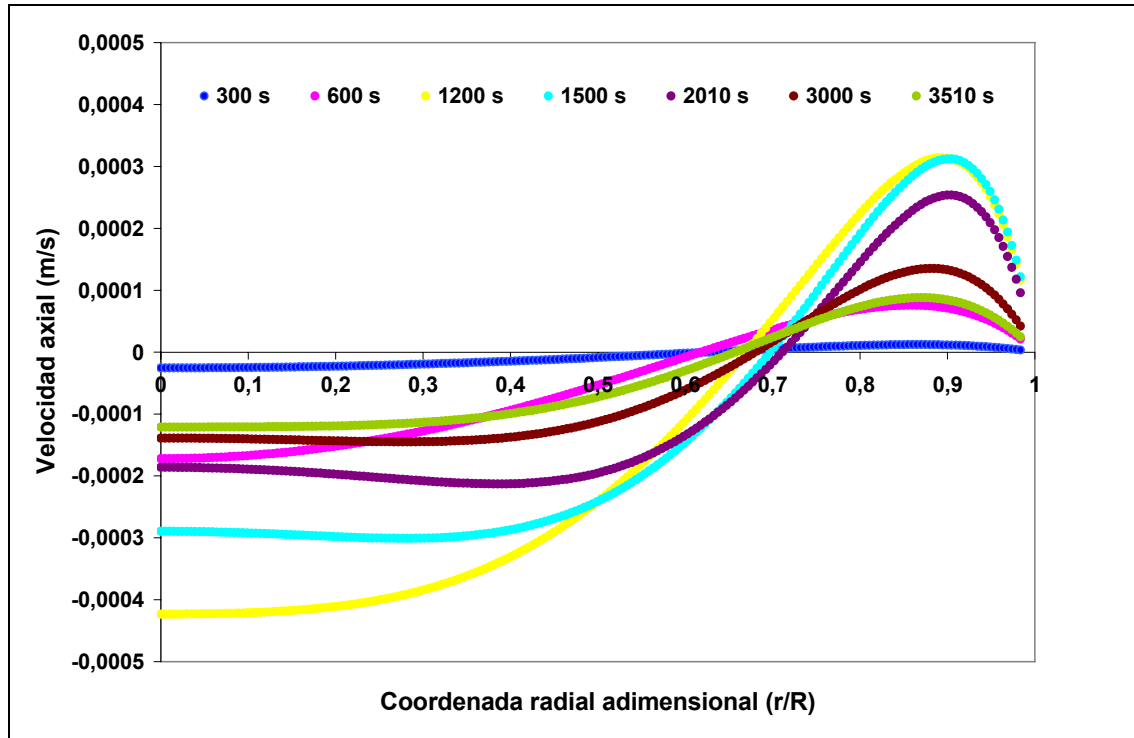


Figura 7.4. Perfil de velocidades axiales en la altura media ($\zeta=0,50$) vs. posición radial a diferentes tiempos para un frasco de 660 cm^3 ($H=16 \text{ cm}$).

Como se puede observar en la **Figura 7.4** la velocidad axial fue máxima a los 1200 s de iniciado el calentamiento. Por otro lado, la velocidad axial resultó ser máxima en la dirección negativa sobre el eje de simetría del envase. Comportamientos similares, de evolución de la velocidad axial con el tiempo, fueron encontrados para los restantes envases, y las magnitudes de estas fueron del orden de 10^{-4} m s^{-1} . Estos valores son semejantes a los encontrados por Ghani *et al.* (1999a) para el mismo líquido, pero bajo condiciones de contorno constantes (121°C). La **Figura 7.4** también muestra que la distancia entre la localización de la región estanca (velocidad axial nula) y la pared del frasco, comúnmente llamada espesor de líquido ascendente, se encuentra a un 30% del radio del frasco ($\zeta=0,30$). Estos valores son inferiores a los determinados por Ghani *et al.* (1999a) y Kumar *et al.* (1990), quienes reportaron valores de 40 y 50%, respectivamente. Estas diferencias podrían deberse a la mayor velocidad de

calentamiento de los autoclaves empleados en los mencionados trabajos, con respecto al utilizado en este.

En la **Figura 7.5** se presentan las velocidades axiales máximas desarrolladas en función de la relación H/D , correspondientes a todos los envases estudiados, a los 1500 s de iniciado el calentamiento. En esta se puede observar que estas velocidades aumentan con la relación H/D para envases de 360 cm^3 de volumen, mientras que para los de 660 cm^3 también lo hacen pero de forma menos pronunciada. Estos resultados se corresponden con los observados en la **Figura 7.2**, donde los frascos con mayor relación H/D (7.2 b y 7.2 d) alcanzan velocidades mayores.

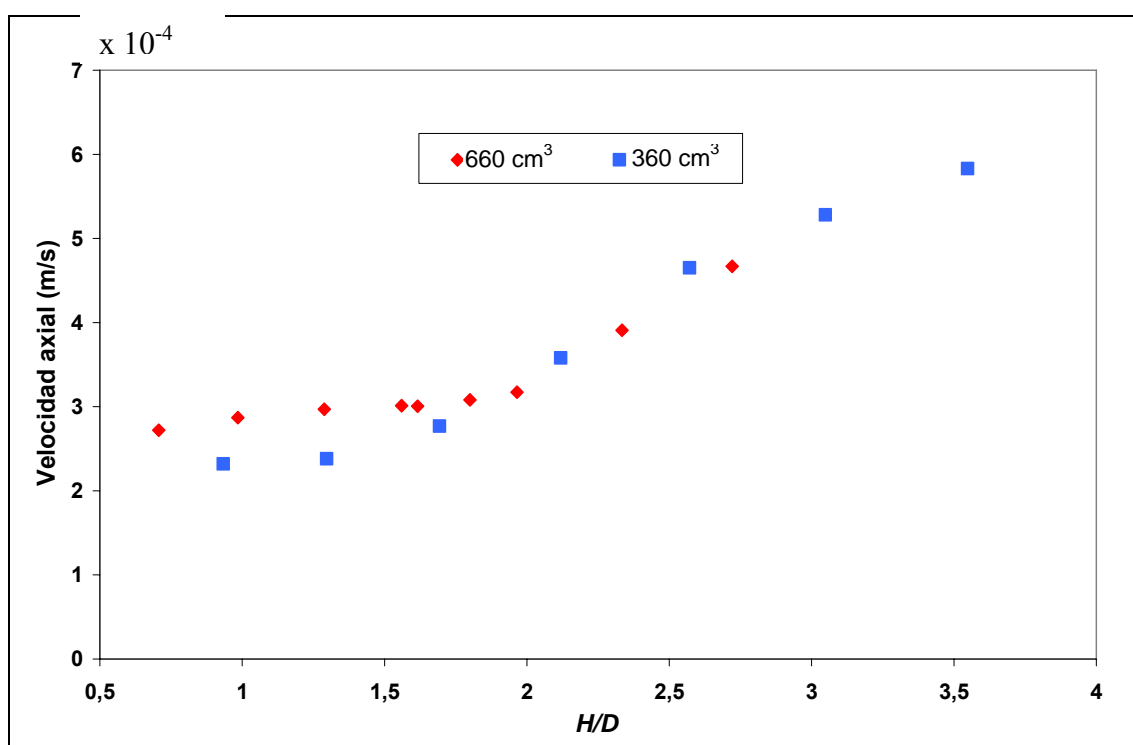


Figura 7.5. Velocidades axiales máximas, luego de 1500 s de iniciado el calentamiento, para distintas relaciones H/D .

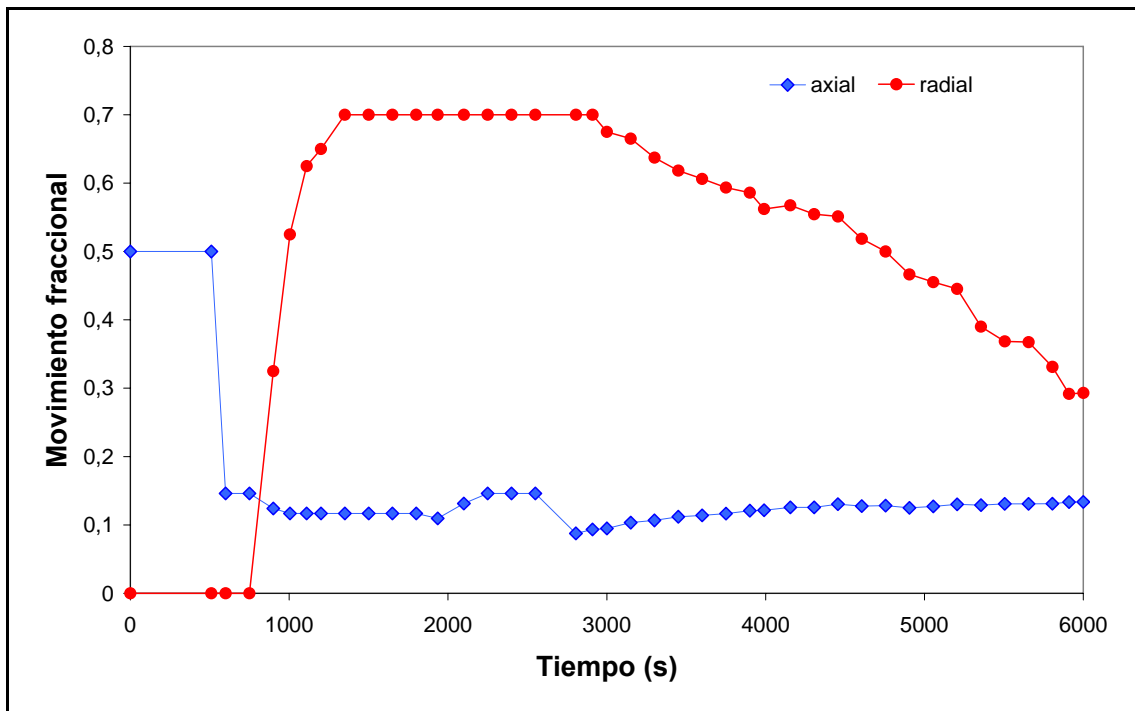
7.3.2. Localización de la zona de calentamiento lento

El objetivo del diseño del tratamiento térmico de alimentos líquidos envasados consiste fundamentalmente en asegurar que la *ZCL* reciba calor durante un período de tiempo suficiente como para eliminar los microorganismos patógenos, tratando de mantener las características nutricionales y organolépticas del producto. Para esto la localización de la *ZCL* es un parámetro crítico en el diseño de este tipo de proceso. En la **Figura 7.6** se presentan el movimiento axial y radial de la *ZCL* en dos recipientes de

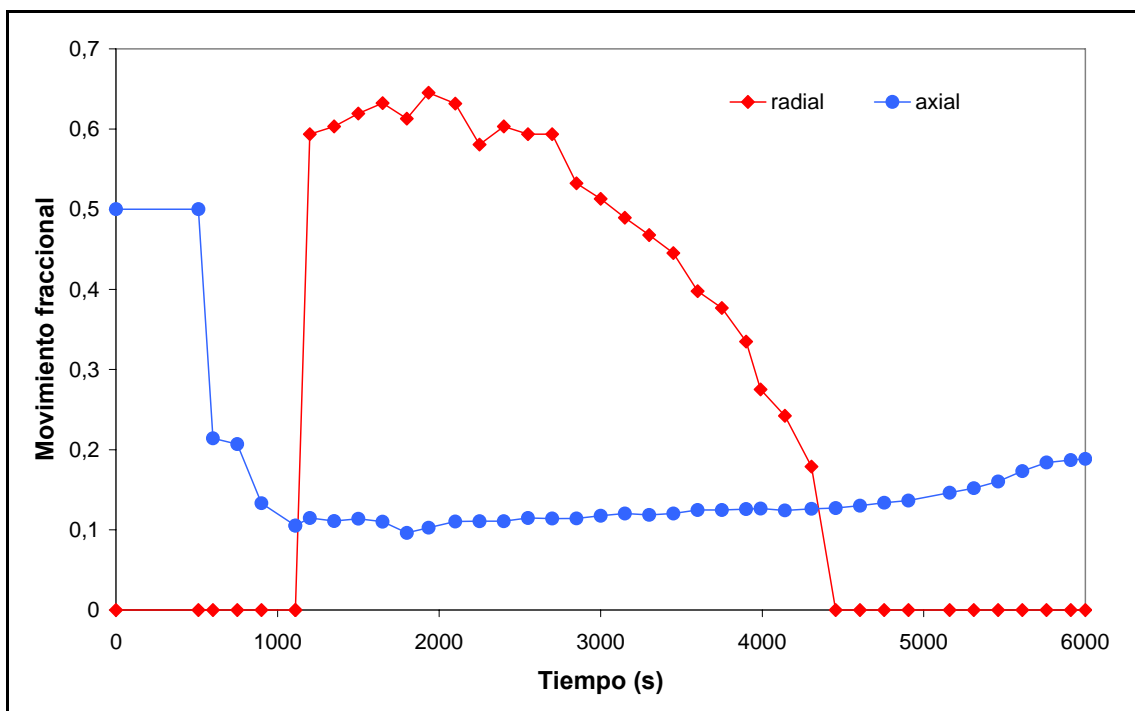
diferentes volúmenes y dimensiones. Como se observa en dicha figura la *ZCL* no se encuentra fija, sino que la misma se desplaza cuando el líquido es calentado por convección. Inicialmente el modo de transferencia de calor es conductivo y la *ZCL* se encuentra ligeramente por debajo del centro geométrico debido a la asimetría existente entre la parte inferior y la superior del envase, como ya ha sido detallado antes. A medida que el calentamiento va progresando el modo de transferencia de calor predominante cambia de conductivo a convectivo y la *ZCL* comienza a desplazarse hacia la parte inferior del envase. Luego de este desplazamiento la *ZCL* se mantiene fija en una posición durante un período de tiempo relativamente largo. Las coordenadas de esta posición y el tiempo en el cual la *ZCL* se conserva en la misma varían con el aspecto geométrico y volumen del frasco.

En ambos casos esta posición es alcanzada a los 1200 y 1350 s en los frascos de 360 y 660 cm³, respectivamente. La *ZCL* se mantiene en esta posición un período de tiempo mayor en aquellos envases de dimensiones más grandes. Esta diferencia podría deberse al hecho de que el recipiente de menor tamaño la temperatura en el líquido se uniformiza más rápidamente, debido la mayor velocidad de calentamiento del mismo con respecto a recipientes de dimensiones mayores. A medida que la temperatura se va uniformizando, el flujo del líquido por convección natural disminuye y la transferencia de calor por conducción vuelve a ser el mecanismo predominante. Como consecuencia de esto, la *ZCL* comienza a desplazarse en el sentido inverso al del desplazamiento inicial, retomando hacia su posición original.

En las **Figuras 7.7.a** y **7.7.b.** se muestra la localización de la *ZCL*, como porcentaje de la altura y del radio del frasco, respectivamente, para los diferentes tamaños de envase analizados. Estos valores se encontraron en el rango de 5,81-19,09 % de la altura y de 49,53-76,83 % del radio del frasco, dependiendo del volumen y el aspecto geométrico del recipiente. Estos valores concuerdan con los publicados por Kumar y Bhattacharya (1991), Datta y Teixeira (1988), Zechman y Plug (1989), Ghani *et al.* (1999a), quienes reportaron valores del 10 al 15 % de la altura de latas (con radio de 0,0405 m y 0,111 m de altura).

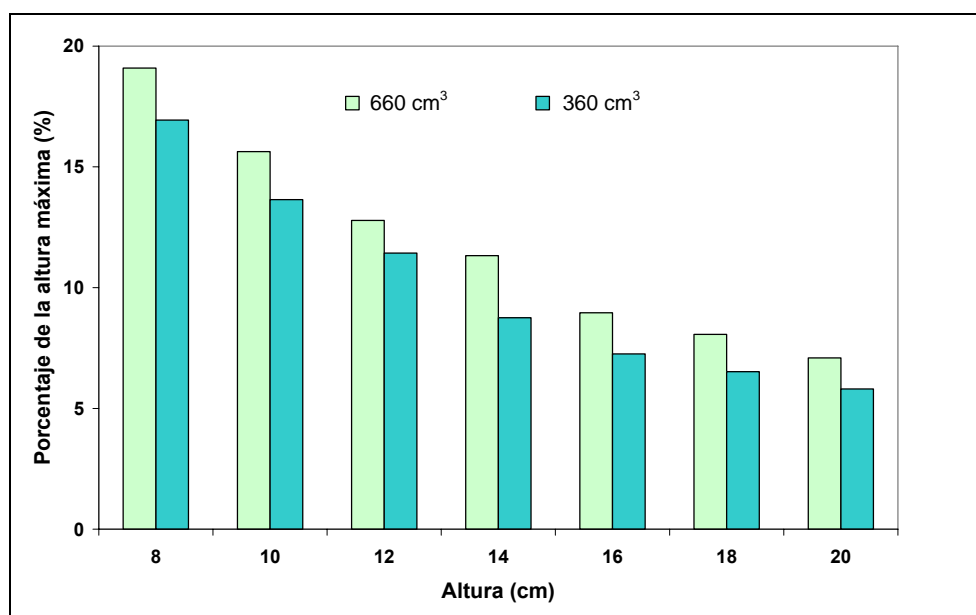


(a)

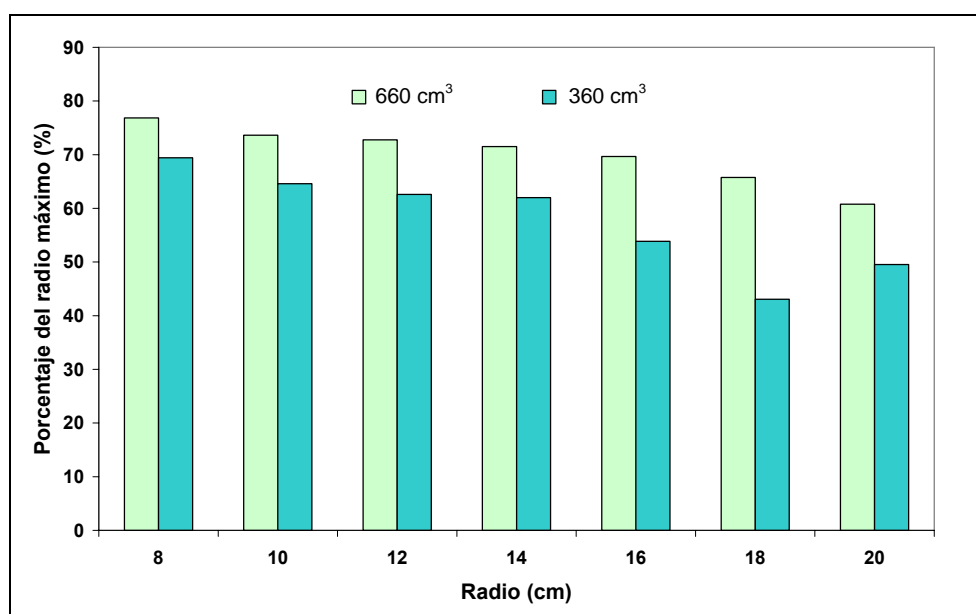


(b)

Figura 7.6. Movimiento fraccional del punto de calentamiento más lento para: (a) frasco de 660 cm^3 ($H=13,7 \text{ cm}$) y (b) frasco de 360 cm^3 ($H=12,0 \text{ cm}$).



(a)



(b)

Figura 7.7. Localización de la ZCL para frascos de diferentes alturas (H): a) posición axial expresada como porcentaje de la altura máxima y b) posición radial expresada como porcentaje del radio máximo.

7.3.3. Influencia del aspecto geométrico sobre el tiempo de esterilización

En la **Figura 7.8** se presentan los tiempos de proceso estimados en función de las relaciones H/D correspondientes a los distintos envases.

Para los envases de 660 cm³ se estimaron tiempos de esterilización en un rango de 2520 a 2625 s. Por su parte los envases de 360 cm³ presentaron, como era de esperar,

tiempos de proceso menores (2175 – 2310 s) que los de 660 cm³. Ambos volúmenes de recipiente exhibieron un comportamiento similar en la variación del tiempo de esterilización con H/D , presentando una disminución en aproximadamente la misma relación H/D (2,12 y 1,80, para los envases de 360 cm³ y 660 cm³, respectivamente).

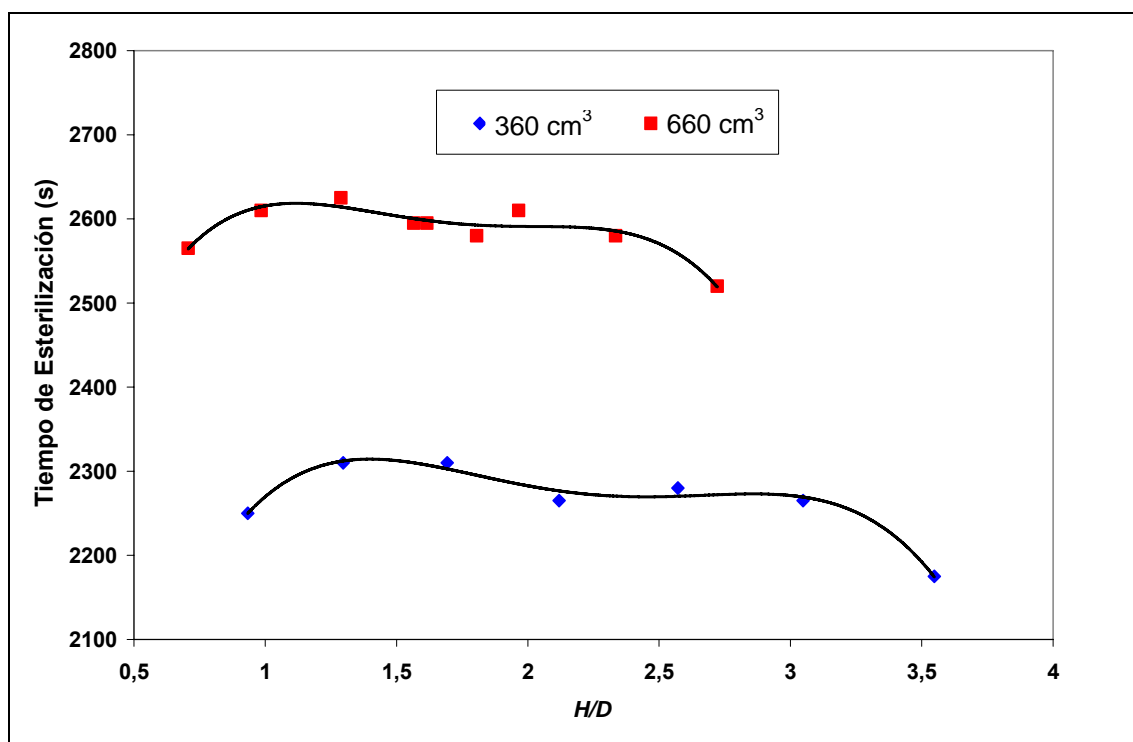


Figura 7.8. Variación del tiempo de esterilización en función H/D para frascos de 360 y 660 cm³.

A los fines prácticos de la estimación del tiempo de proceso en función de las dimensiones del envase, se desarrolló un modelo matemático de regresión polinomial (ecuación 7.17) de la siguiente forma:

$$t_{\text{proceso}} = a (H/D)^4 + b (H/D)^3 + c (H/D)^2 + d (H/D) + e \quad (7.17)$$

En la **Tabla 7.3** se presentan los valores de a , b , c , d y e y los coeficientes de correlación (R^2) para los dos volúmenes de envases estudiados.

Tabla 7.3. Valores de los parámetros del modelo de regresión y coeficientes de correlación.

Volumen (cm ³)	a	b	c	d	e	R ²
360	- 61,55	550,64	- 1777,30	2413,90	1144,00	0,9756
660	- 112,90	780,50	- 1961,00	2088,70	1820,20	0,9056

La ecuación 7.17 es una herramienta útil, que elimina la necesidad de contar con un software de simulación, para la estimación de los tiempos de proceso en este tipo de alimentos.

7.3.4. Valores de cocción

Los valores de cocción medio (C_{medio}), calculados para los tiempos de proceso estimados en la Sección 7.3.3. para cada envase, son presentados en la **Figura 7.9**. En dicha figura se puede observar que el menor valor de cocción, para ambos volúmenes de envases, se obtuvo para el envase de menor altura ($H=8$ cm) y mayor diámetro.

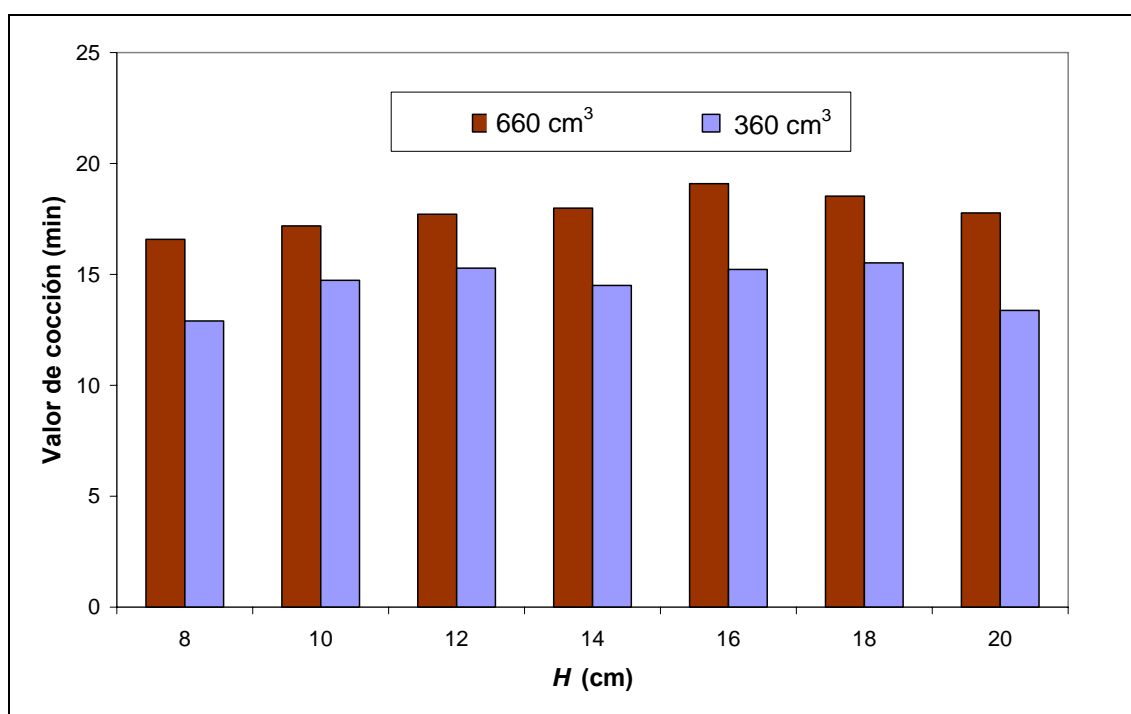


Figura 7.9. Valores de cocción para los diferentes tamaños de envases.

Por otra parte el mayor valor de cocción se encontró para los frasco de 16 y 18 cm de altura, correspondientes a los envases de 660 y 360 cm³, respectivamente. De lo

expuesto anteriormente se puede concluir que la modificación del tamaño del envase o de su forma puede producir, además de modificaciones en los tiempos de proceso, cambios en la calidad final del alimento procesado.

7.4. Conclusiones

Se simularon por medio del método de elementos finitos los perfiles de temperatura y de velocidad durante el calentamiento convectivo de un alimento líquido viscoso envasado en frascos de vidrio, de diferentes volúmenes y dimensiones. Los resultados mostraron que los valores de temperatura, las velocidades desarrolladas en el líquido y la localización del punto de calentamiento más lento varían con el aspecto geométrico y el volumen del envase; y como consecuencia de ello el tiempo de proceso. En este último parámetro, se determinaron diferencias máximas de 135 y 105 s en frascos de 360 y 660 cm³, respectivamente. Como consecuencia de esto los valores de cocción también presentaron variaciones para los diferentes frascos, siendo este parámetro menor para aquellos de menor altura y mayor diámetro.

Por lo anterior cuando un recipiente es reemplazado por otro del mismo volumen pero diferente aspecto geométrico, debe modificarse el tiempo de proceso, de lo contrario podría obtenerse un producto de diferente calidad tanto microbiológica como sensorial.

Finalmente se desarrolló, a partir de las predicciones numéricas, un modelo que permite estimar el tiempo de esterilización en función de las dimensiones del envase. El mismo puede encontrar potencial aplicación, en el diseño de procesos térmicos, particularmente en pequeñas industrias conserveras, donde la variación del tamaño del envase es frecuente y por lo general no se dispone de software de FDC como herramienta de cálculo.

CAPÍTULO 8

Alimentos Sólidos

8.1. Introducción

En alimentos sólidos o líquidos de alta viscosidad la transferencia de calor, generalmente, se asume como puramente conductiva. Este tipo de alimentos poseen la desventaja de sufrir, durante su procesamiento térmico, un calentamiento menos uniforme en comparación con aquellos alimentos donde se desarrolla el fenómeno convectivo. Esto genera mayores pérdidas de calidad en las zonas en contacto o cercanas a las paredes del envase que los contiene, hecho que resulta aún menos conveniente en alimentos envasados en recipientes de vidrio.

Por otra parte, si bien algunos avances tecnológicos como el envasado aséptico y el procesamiento de alimentos envasados en autoclaves rotativas han mejorado sustancialmente la calidad de productos envasados y disminuido el consumo energético, estos beneficios no han sido observados en alimentos conductivos (Durance, 1997). Una de las alternativas que se ha desarrollado tendiente a disminuir dichas pérdidas es la aplicación de procesos térmicos con temperaturas variables, denominados comúnmente procesos VRT (en inglés “Variable Retortable Temperature”). En este sentido los primeros trabajos publicados donde se aplicó este tipo de proceso (Nadkarni y Hatton, 1985; Saguy y Karel, 1979; Teixeira *et al.*, 1975) tenían como objetivo optimizar el proceso minimizando la retención volumétrica de nutrientes. Sin embargo en estudios más recientes (Almonacid-Merino, 1993; Banga *et al.*, 1991; Durance *et al.*, 1996; Noronha *et al.*, 1993) se ha focalizado la optimización sobre otras funciones objetivo, tales como calidad superficial, tiempo de proceso y conservación de energía.

Por otra parte, uno de los alimentos sólidos comúnmente procesados térmicamente lo constituyen las mermeladas de frutas, las que por lo general se comercializan envasadas en recipientes de vidrio o de plástico.

Por su parte, los kiwis (*Actinidia Chinensis P.*) son frutas altamente perecederas, por lo que el procesamiento y conservación de los mismos resulta de gran importancia comercial. Para esto la producción de mermeladas y la aplicación posterior de un proceso térmico, como ser la pasteurización, es una alternativa para ampliar su vida útil y tiempo de almacenamiento. No obstante durante dicho proceso este alimento pierde valor nutritivo y puede adquirir características indeseables en su aroma, textura y color. En cuanto al color se ha determinado que durante el tratamiento térmico se induce la degradación de algunas xantofilas, violaxantinas y neoxantinas, lo que se traduce en la obtención de un producto de color amarronado muy diferente al color del fruto fresco.

Por lo anterior, resulta de gran interés el diseño y optimización del tratamiento térmico de este tipo de productos envasados a los fines de minimizar dichas pérdidas. Para esto deben determinarse los cambios en los atributos de calidad y en el contenido microbiológico durante el tratamiento térmico. Para evaluar dichos cambios se debe conocer la evolución térmica del producto en todo su dominio. En este sentido, y como ya hemos mencionado anteriormente, el modelado y simulación de dicho proceso ha resultado ser una valiosa herramienta, la cual permite determinar la distribución y evolución de las temperaturas en el producto, minimizando los procedimientos experimentales, reduciendo los costos y tiempos de desarrollo.

En base a lo anterior en este Capítulo se propone como objetivo desarrollar un modelo de simulación que permita predecir la evolución de la temperatura y variación de índices de calidad en mermeladas de kiwi envasadas en frascos de diferentes tamaños, a los fines de optimizar el proceso y mejorar la calidad final del producto.

8.2. Materiales y Métodos

8.2.1. Preparación de las muestras

Para la elaboración de la mermelada se emplearon kiwis frescos (*Actinidia Chinensis* P.) comprados en el mercado local, los cuales fueron inmediatamente procesados. Los mismos fueron pelados, cortados y triturados con una procesadora manual y luego sometidos a un proceso de cocción hasta lograr una disminución de un tercio de su volumen inicial. Se adicionó azúcar y se cocinó hasta alcanzar la consistencia deseada. Finalmente se agregó pectina de alto metoxilo como agente gelificante.

Inmediatamente después la mermelada fue colocada en recipientes cilíndricos de vidrio, de diferentes volúmenes y dimensiones características, estas últimas se muestran en la **Figura 8.1**.

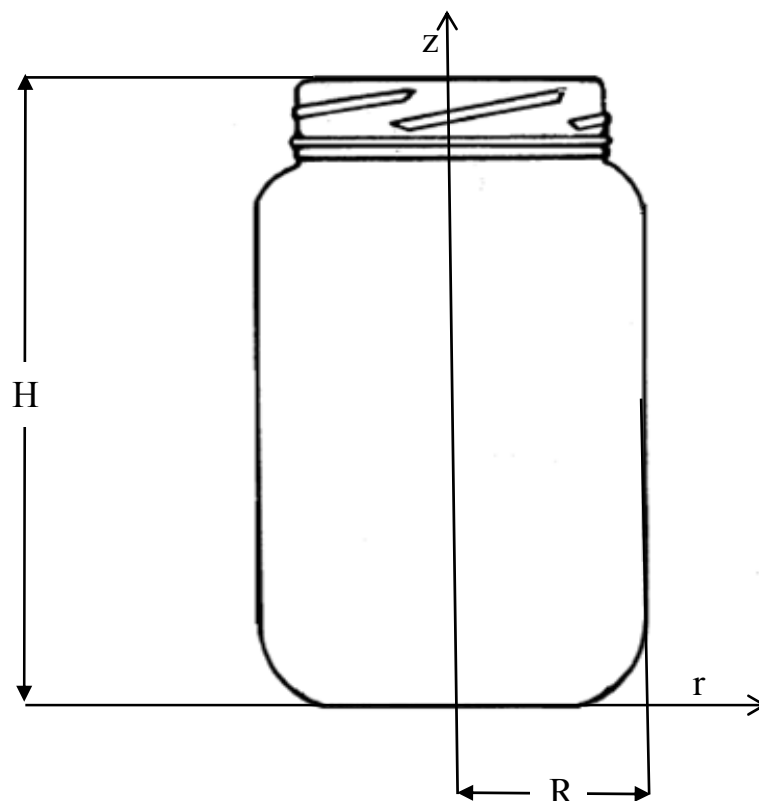


Figura 8.1. Esquema de la sección r-z de un recipiente cilíndrico de vidrio mostrando su forma y dimensiones características.

Los volúmenes y dimensiones de los diferentes envases empleados en este trabajo se detallan en la **Tabla 8.1**. Estas dimensiones fueron seleccionadas por representar los tamaños de los envases en los cuales el producto se encuentra disponible en el mercado.

Tabla 8.1. Dimensiones de los envases empleados en el modelo de simulación.

Volumen (cm ³)	<i>H</i> (cm)	<i>R</i> (cm)	<i>H/D</i>
660	13,70	4,37	1,56
360	12,00	3,54	1,69
240*	7,70	3,80	1,01
240**	13,37	2,85	2,34

8.2.2. Procesamiento Térmico

El procesamiento térmico se llevó a cabo en un autoclave vertical tipo batch previamente descrita en la Sección 4.1. El proceso térmico consistió de tres etapas: calentamiento, mantenimiento y enfriamiento, tal como fuera descrito en la Sección 4.3. Dichos procesos fueron diseñados determinando el tiempo de proceso estrictamente necesario para alcanzar una letalidad acumulada ($F^{8,3}_{93,3}$) de 10 minutos (ecuación 8.1), recomendada por Townsend, *et al.* (1954), para productos con pH de 4,0 a 4,5.

$$F = \int_0^t 10^{(T-93,3)/8,3} dt \quad (8.1)$$

Para este fin se realizaron simulaciones, modificando el tiempo de la etapa de mantenimiento, hasta alcanzar el valor de letalidad indicado anteriormente.

Por otra parte, a los fines de optimizar el proceso se diseñaron, de la misma forma que los anteriores, tratamientos térmicos donde la temperatura externa máxima se alcanza instantáneamente al iniciar el proceso. De esta manera se diseñaron dos tipos procesos térmicos equivalentes (misma letalidad alcanzada), uno con perfil de temperatura externa variable con el tiempo y otro con temperatura externa constante, denominados procesos VRT (en inglés “Variable Retortable Temperature”) y CRT (en inglés “Constant Retortable Temperature”), respectivamente.

8.2.3. Modelo de simulación

La transferencia de calor en alimentos sólidos o de alta viscosidad se produce por conducción y esta puede ser descrita por la segunda ley de Fourier. Para alimentos envasados en recipientes cilíndricos la ecuación de transferencia de energía se asume de la siguiente forma (ecuación 8.2) (Bird *et al.*, 1976):

$$\rho cp \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(rk \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(k \frac{\partial T}{\partial z} \right) \quad (8.2)$$

Condiciones iniciales

Como condición inicial se consideró una temperatura uniforme T_0 en todo el dominio de simulación:

$$T(r, z, 0) = T_0(r, z) \quad \text{para } t = 0, 0 \leq r \leq R \text{ y } 0 \leq z \leq H \quad (8.3)$$

Condiciones de contorno

$$T = T_w(t) \quad \text{para } r = R \text{ y } 0 \leq z \leq H \quad (8.4)$$

Como condición de contorno se asumió una condición de contorno esencial, la temperatura fue medida en la pared del recipiente y prescrita en el modelo de simulación. Con respecto a esto, Richardson *et al.* (1988) observaron que las temperaturas medidas experimentalmente resultaron en mejor concordancia con las predichas cuando la temperatura fue medida en la superficie del recipiente en comparación a cuando esta fue medida en el autoclave. De esta manera el efecto del coeficiente de transferencia de calor en la superficie del envase, particularmente durante el período de enfriamiento fue eliminado.

Las propiedades termofísicas de la mermelada se asumieron constantes y las mismas fueron calculadas a partir de modelos teóricos, considerando un porcentaje de humedad de 24,24% (**Tabla 8.2**).

Tabla 8.2. Propiedades de mermelada de kiwi (24,24% de humedad) empleadas en el modelo de simulación.

Propiedad	Expresión/Valor	Unidades	Fuente
Densidad (ρ)	1200	kg m ⁻³	
Calor específico (cp)	$1672 + 2508w = 2279,93$	J kg ⁻¹ K ⁻¹	Riedel (1969)
Conductividad térmica (k)	$0,261 + 0,313w = 0,337$	W m ⁻¹ K ⁻¹	Fikiin (1974)

Las ecuaciones diferenciales parciales del modelo de simulación fueron resueltas por medio del método de elementos finitos empleando el software COMSOL Multiphysics versión 3.2 (COMSOL AB, 2005). El código en lenguaje Matlab, generado por COMSOL 3.2, para resolver el modelo matemático planteado se muestra en el Apéndice D.

8.2.4. Validación del modelo de simulación

Para validar el modelo se midió la temperatura en la superficie del frasco y en el centro geométrico de las conservas. Para ello se utilizaron las termocupas y el equipo de adquisición de señales descrito en la Sección 4.3.

El modelo de predicción fue validado por comparación de las temperaturas simuladas con las medidas experimentalmente. Para realizar dichas comparaciones se determinaron los errores relativos medios absolutos (ecuación 8.5):

$$\varepsilon_{medio}(\%) = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m \frac{|T_s - T_e|}{T_e} 100 \quad (8.5)$$

8.2.6. Evaluación de índices de calidad

8.2.6.1. Valor de cocción

Los valores de cocción medio (C_{medio}) y superficial (C_{sup}) fueron determinados por medio de las ecuaciones 8.6 y 8.7 respectivamente. Se consideró una temperatura de referencia (T_{ref}) de 100°C y un valor z_c de 33°C. El valor de z_c fue tomado sobre la base de un promedio de los valores correspondientes a la cinética de deterioro de tiamina, clorofila y ácido ascórbico (Ohlsson, 1980), ya que los mismos se encuentran presentes en gran cantidad en el fruto de kiwi. Los códigos computacionales en lenguaje Matlab empleados para determinar dichos parámetros se encuentran en el Apéndice D)

$$C_{medio} = \frac{I}{V} \int_0^{t_f} \int_{\Omega} 10^{(T - T_{ref})/z_c} d\Omega dt \quad (8.6) \quad C_{sup} = \frac{I}{S} \int_0^{t_f} \int_{\Gamma} 10^{(T - T_{ref})/z_c} d\Gamma dt \quad (8.7)$$

8.2.6.2. Textura

La fuerza máxima de las muestras fue medida a través de un ensayo de compresión mediante el texturómetro descrito en la Sección 4.5.2. Para esto se empleó una sonda cilíndrica SMS P/25, con los siguientes parámetros instrumentales: distancia de penetración 20 mm, velocidad de pre-ensayo 3,0 mm s⁻¹; velocidad de ensayo 1,0 mm s⁻¹; velocidad de post-ensayo 10 mm s⁻¹, y velocidad de adquisición de datos 200 pps. Cada valor reportado corresponde a la media de 10 mediciones.

8.2.6.3. Color

La evaluación del color se llevó a cabo mediante la utilización del colorímetro descrito en la Sección 4.5.1, obteniéndose de esta forma los parámetros L^* , a^* y b^* correspondientes a las muestras procesadas y sin procesar. Los mismos se evaluaron en la superficie y en todo el volumen del producto. El primero se determinó colocando el colorímetro en varios puntos sobre la superficie del frasco, para el segundo se mezcló el producto y se prepararon dos muestras de 3cm de espesor, las cuales fueron colocadas en una cápsula de Petri. Los parámetros L^* , a^* y b^* fueron determinados para diez muestras antes y después de ser procesadas por cada tratamiento. Para evaluar el efecto del proceso de pasteurización en las mermeladas, se determinó cambio total de color, mediante la ecuación 8.8:

$$\Delta E = \sqrt{\Delta L^{*2} + \Delta a^{*2} + \Delta b^{*2}} \quad (8.8)$$

donde ΔL^* , Δa^* y Δb^* , son las diferencias entre los valores de L^* , a^* y b^* de la mermelada procesada y sin procesar.

8.3. Resultados y Discusión

8.3.1. Perfiles de temperatura – validación del modelo de simulación

En la **Figura 8.2** se muestra la evolución térmica, experimental y predicha por el modelo de simulación, del centro geométrico de la mermelada de kiwi envasada en un recipiente de 240** cm³, durante el proceso de esterilización. En dicha figura también se presentan la evolución de la temperatura del medio de calentamiento (autoclave), de enfriamiento (baño termostatzado) y de la pared del frasco (condición de contorno). La marcada diferencia entre la temperatura de la superficie del frasco y la del autoclave, en la etapa inicial del proceso, podría deberse al alto contenido de aire en el medio de calentamiento. A medida que el calentamiento progresa se va generando un mayor contenido de vapor, en el interior del autoclave, lo que favorece la transferencia de calor por convección disminuyendo así dichas diferencias de temperaturas. Aproximadamente a los 40 minutos se detiene el calentamiento, apagándose la fuente de calor (mechero), lo que produce que el medio calefactor disminuya su presión y temperatura hasta llegar a 1 atmósfera y 100°C, respectivamente. En esta instancia, se realizó la apertura del autoclave y se transfirieron los envases hacia el baño de enfriamiento.

En la **Figura 8.2** se aprecia notablemente la gran inercia térmica característica de este tipo de producto y de recipiente, elevándose la temperatura del centro térmico por un largo período aún durante la etapa de enfriamiento. Se puede observar también que prácticamente la totalidad de la inactivación microbiana (letalidad acumulada) se produce durante la etapa de enfriamiento contrariamente a lo que ocurre en productos enlatados.

La buena concordancia de las temperaturas simuladas con las medidas experimentalmente comprueba la validez del modelo de simulación propuesto para este sistema. En todos los volúmenes de envases estudiados se obtuvieron comportamientos térmicos similares, con errores relativos medios absolutos inferiores al 10%.

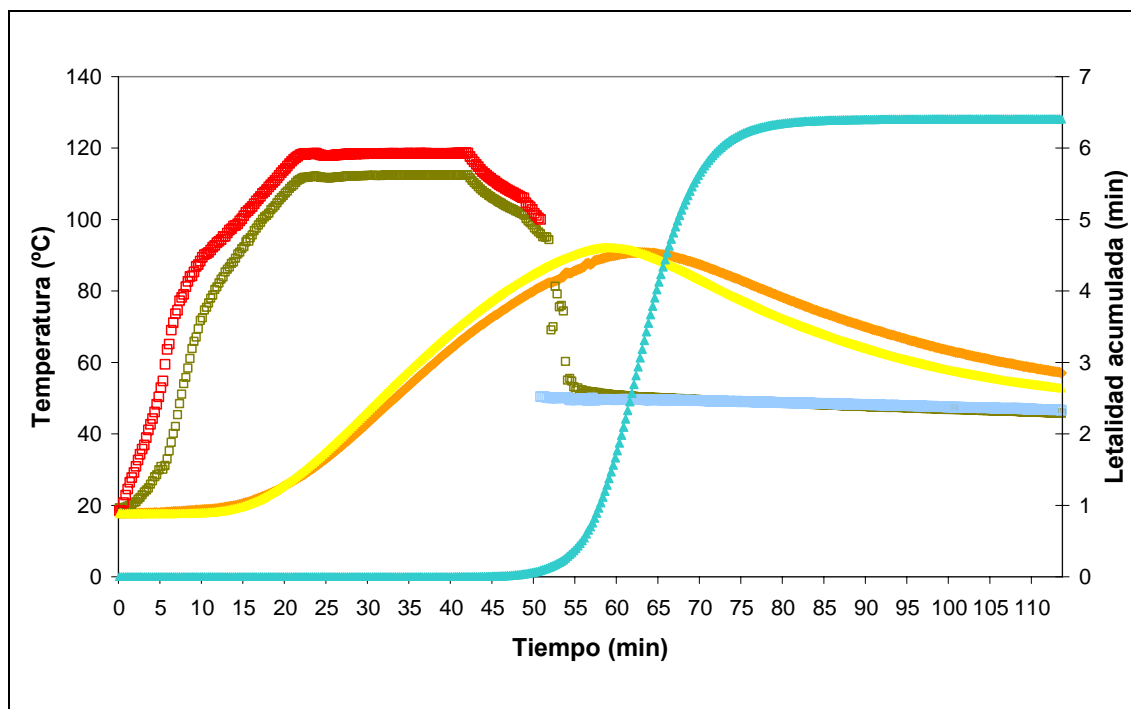


Figura 8.2. Evolución térmica experimental y predicha de mermelada de kiwi envasada en un frasco de 240 cm^3 . (□) autoclave, (□) pared del frasco, (□) baño termostático, (■) centro térmico experimental, (■) centro térmico simulada, (▲) letalidad simulada.

En la **Figura 8.3** se presentan los perfiles de temperatura del producto a los 1500 s de iniciado el calentamiento, para los distintos envases analizados en este trabajo. En dicha figura se observa que el punto más frío del producto prácticamente coincide con el centro geométrico lo cual es una característica de alimentos puramente conductivos. No

obstante dicho punto se encuentra algo por debajo del centro geométrico, lo que probablemente se deba a la asimetría de conductividades térmicas entre el fondo del recipiente y la tapa metálica. A su vez se puede observar un calentamiento más lento en aquellos envases de mayor volumen (**Figuras 8.3a y 8.3b**), mientras que para los de igual volumen (ver **Figuras 8.3c y 8.3d**) el calentamiento fue mayor para el envase de menor diámetro y mayor altura (240^{**}cm^3).

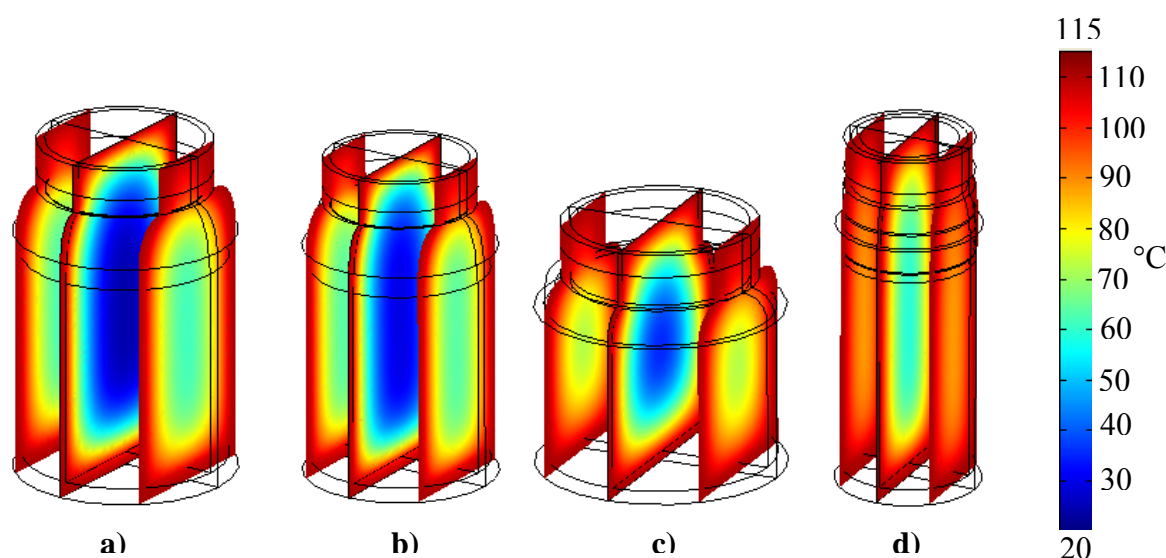


Figura 8.3. Distribución de temperaturas a los 1500s de iniciado el calentamiento durante el procesamiento térmico de mermeladas de kiwi envasadas en frascos de: a) 660 cm^3 , b) 360 cm^3 , c) 240^{*} cm^3 y d) 240^{**} cm^3 .

8.3.2 Variación de índices de calidad

En la **Figura 8.4** se presenta el efecto del tratamiento térmico sobre las propiedades texturales de la mermelada de kiwi mediante el parámetro firmeza para el producto sin procesar y procesado para los diferentes tamaños de envase para el proceso VRT.

Se observó un aumento de la firmeza respecto de la mermelada sin pasteurizar para los envases de 660 y 360 cm^3 , mientras que para los restantes envases no se encontraron diferencias estadísticamente significativas con respecto a la misma.

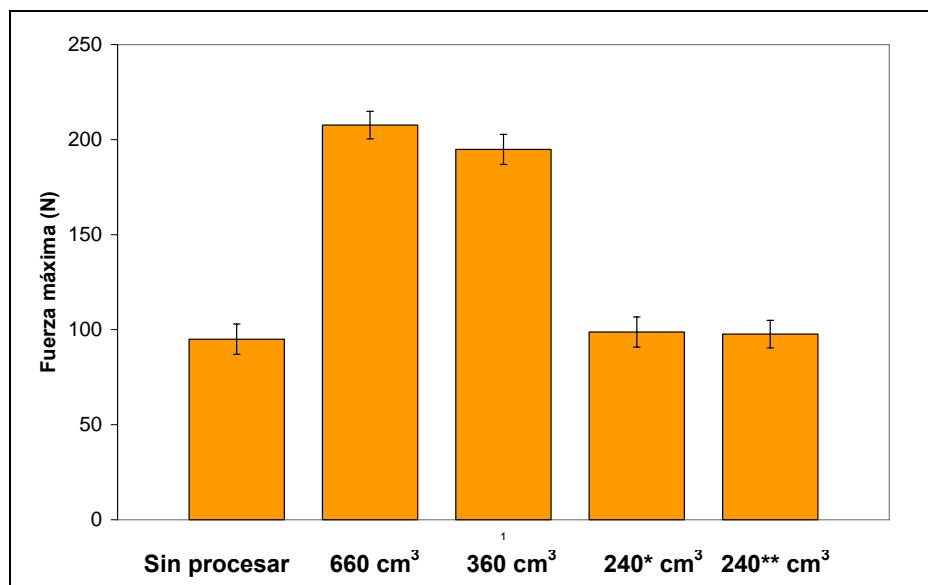


Figura 8.4. Valores de firmeza para los distintos tamaños de envases luego del procesamiento térmico.

En la **Figura 8.5.** se muestra el cambio total de color (ΔE) para los diferentes tamaños de envases analizados en este trabajo. En la misma se puede apreciar la mayor variación del color para los envases de mayor diámetro (660 y 240*). Esta tendencia se observó para el color evaluado en todo el volumen (global) del producto como en su superficie. Por otra parte la diferencia entre ambos parámetros también resultó mayor para dichos tamaños de frasco, lo que se corresponde con la mayor diferencia de temperatura entre la pared y el centro mostrada en la **Figura 8.3.**

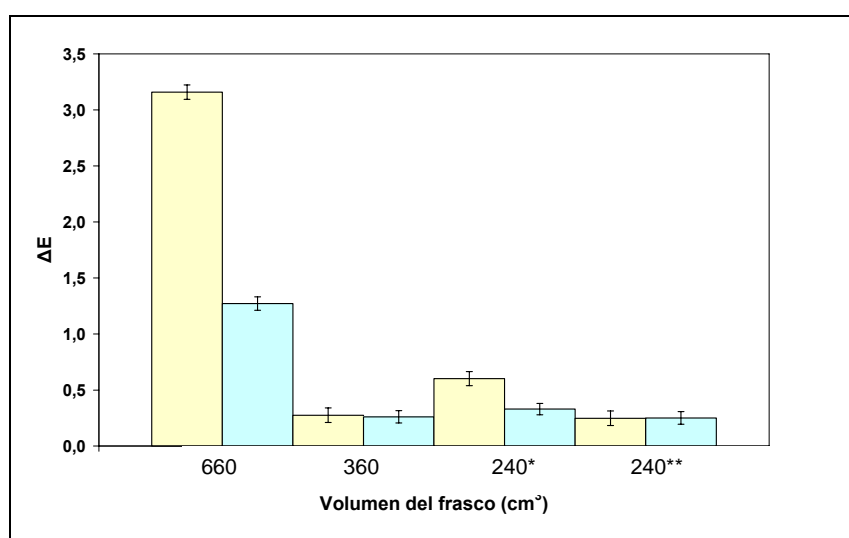


Figura 8.5. Diferencia total de color (ΔE) para los distintos tamaños de envases luego del procesamiento térmico.

8.3.3 Análisis de procesos térmicos equivalentes - Optimización

En la **Figura 8.6** se muestran a manera de ejemplo las temperaturas predichas para el centro térmico de una mermelada envasada en el recipiente de 240** cm³ para los procesos VRT y CRT. En esta puede observarse el menor retardo y por consiguiente la mayor velocidad de calentamiento del producto sometido al proceso CRT alcanzando una misma inactivación microbiana ($F=10$ min.) aproximadamente 10 minutos antes que el proceso VTR.

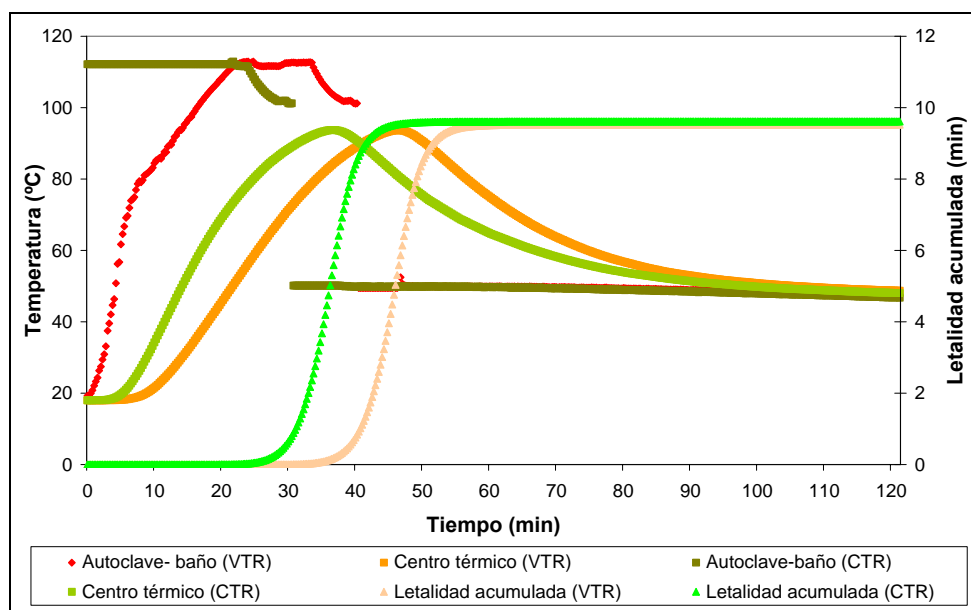


Figura 8.6. Evolución de la temperatura del centro térmico del producto envasado en un recipiente de 240** cm³ para dos tratamientos térmico: a) perfil del autoclave variable con el tiempo (VRT), b) perfil del autoclave constante (CRT).

A su vez la **Figura 8.7** muestra la distribución de temperaturas en mermeladas de kiwi envasadas en frascos de 360 cm³, a los 1200s de iniciado el calentamiento, en todo el dominio de simulación para ambos tipos de procesos (VRT y CRT). Si bien con el proceso CRT se acortan los tiempos de proceso y por ende el consumo de energía, este produce un calentamiento menos uniforme del producto, produciendo una sobrecocción en la superficie del mismo. Similares comportamientos fueron encontrados para las restantes dimensiones y volúmenes de envases.

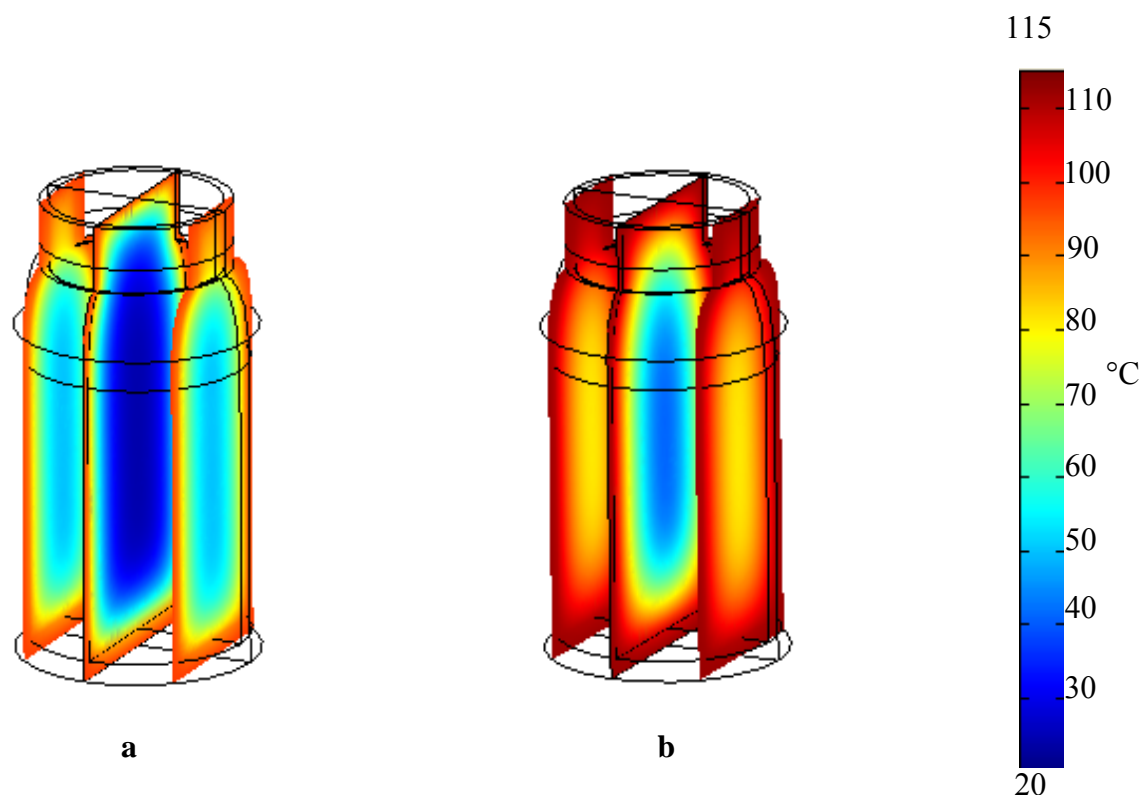


Figura 8.7. Distribución de temperaturas en mermeladas de kiwi envasadas en frascos de 360 cm³, a los 1200s de iniciado el calentamiento, para dos tratamientos térmicos diferentes: a) VRT y b) CRT.

En la **Figura 8.8** se presentan los valores de cocción medio y superficial calculados para los diferentes tamaños de envases y para los dos tipos de procesos térmicos equivalentes aplicados (VRT y CRT). En dicha figura se puede observar que la diferencia entre el valor de cocción medio y el superficial son mayores para los procesos CRT. Esta mayor cocción del producto en la superficie se traduce en un mayor deterioro de la apariencia del producto, siendo este un parámetro de gran importancia en productos envasados en recipientes de vidrio. Por otra parte los valores de cocción medio y superficial resultaron inferiores cuando se aplicaron tratamientos VRT, para todos los tamaños de envases. La aplicación de los procesos VRT logró reducir el valor de cocción volumétrico (a excepción del envase de 660 cm³) entre 6,62-18,36%; mientras que para los valores de cocción superficial estas reducciones fueron de 5,06-26,73%. Esto concuerda con los resultados obtenidos por Chen y Ramaswamy (2002), quienes reportaron que lograron disminuir de 7 a 10% el valor de cocción superficial cuando aplicaron el procesamiento VRT, en lugar del CRT. Por su parte, Banga *et al.*

(1991), encontraron resultados similares con el desarrollo de un algoritmo de optimización para tres funciones objetivos: máxima retención de nutrientes, máxima retención de un factor de calidad en la superficie del alimento, y mínimo tiempo de proceso. Ellos concluyeron que el empleo de un perfil variable de temperatura resultó beneficioso para conservar la calidad superficial del producto. De igual manera Norohna *et al.* (1993) encontraron que los perfiles VRT mejoran la calidad superficial en un 20% comparado con procesos CRT, al estudiar el efecto de perfiles de temperatura variables sobre la retención de la calidad superficial.

Por otro lado, los valores de cocción aumentaron con el volumen del envase, mientras que para los de igual volumen (240 cm^3) este parámetro fue mayor para el envase de mayor diámetro y menor altura (240^* cm^3). Este último comportamiento coincidió con lo reportado por Teixeira *et al.* (1975) para la retención de tiamina en productos sólidos envasados. Estos autores encontraron que al aumentar la relación altura/diámetro de 1,710 a 13,750, para envases de igual volumen, dicha retención se incrementó de 43 a 63%. En base a esto se puede concluir que los valores de cocción obtenidos a partir de las temperaturas simuladas para el proceso VRT se correspondieron con los parámetros de textura y color medidos experimentalmente, lo cual valida la implementación de los mismos en la optimización del proceso.

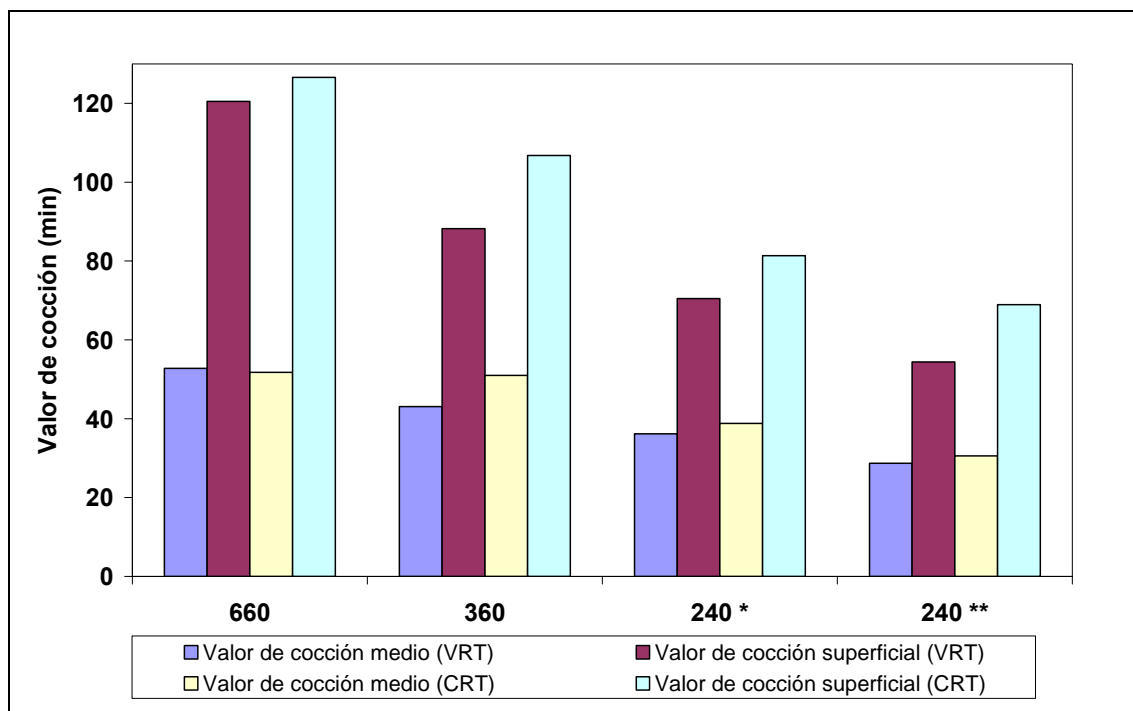


Figura 8.8. Valores de cocción medio y superficial obtenidos para los diferentes tamaños de envases y procesos térmicos aplicados.

8.4. Conclusiones

Se simularon por medio del método de elementos finitos los perfiles de temperatura durante el calentamiento conductivo de un alimento sólido (mermelada de kiwi) envasado en frascos de vidrio, de variados volúmenes y dimensiones. Las temperaturas predichas por el modelo de simulación fueron validadas exitosamente con los datos experimentales. Los parámetros de calidad, determinados a partir de las temperaturas simuladas, resultaron en concordancia con aquellos parámetros obtenidos de manera experimental, lo que demuestra la validez de la aplicación de los modelos cinéticos de pérdidas de calidad en este tipo de sistemas.

Por otro lado, se demostró que con la aplicación de procesos con temperatura variable VRT se obtienen productos de mejor calidad superficial y volumétrica que aquellos sometidos al proceso CRT comúnmente utilizado.

En base a esto se puede decir que el empleo del modelo desarrollado permitió predecir la evolución de las temperaturas en alimentos sólidos envasados en recipientes de vidrio y a su vez la comparación de procesos térmicos equivalentes, resultando esto último útil para el diseño y optimización de los mismos.

CAPÍTULO 9

Conclusiones Generales

En el presente trabajo de tesis se ha estudiado y modelado la transferencia de calor en alimentos particulados en medio líquido, alimentos líquidos y alimentos sólidos, envasados en recipientes de vidrio, durante el tratamiento térmico, y la relación de sus historias térmicas con la calidad final de los mismos.

En primer lugar se realizó una exhaustiva búsqueda bibliográfica respecto del tema de interés de esta Tesis, del cual se han encontrado muy pocas referencias bibliográficas donde se estudia el procesamiento térmico de alimentos envasados en recipientes de vidrio. En la mayoría de los trabajos se han estudiado productos envasados en latas y recipientes plásticos, y/o procesados asépticamente fuera de contenedores. En casi todos estos trabajos se reprodujeron condiciones de procesamiento a escala industrial, donde se aplica una temperatura de proceso constante, la que se alcanza en forma instantánea por medio de inyección con vapor. Sin embargo estos perfiles de temperatura difieren considerablemente de los que presentan las autoclaves de baja capacidad comúnmente utilizadas por los pequeños productores de conservas, los cuales fueron objeto de estudio en este trabajo.

Posteriormente se identificaron los diferentes mecanismos de transferencia de calor que pueden desarrollarse durante el tratamiento térmico de conservas de alimentos sólidos, líquidos y mixtos, y sus correspondientes modelados matemáticos.

En los Capítulos del 5 al 8 se analizó la influencia de las condiciones de proceso sobre la variación de la temperatura y la calidad del producto, lo que posibilita la obtención de productos de mejor calidad y la optimización del proceso. Estos estudios se realizaron cubriendo una amplia variedad de productos de diferentes geometrías, consistencias y tamaños de envases, como así también las diferentes condiciones operativas que pueden presentarse en la elaboración de conservas en pequeños establecimientos productores. Para dichos sistemas se desarrollaron modelos de transferencia de calor, y en algunos casos también de masa, a los efectos de predecir la evolución y distribución de la temperatura y de la concentración de componentes de calidad. A su vez se evaluaron experimentalmente variaciones de índices calidad, las cuales se correspondieron con las obtenidas con modelos cinéticos acoplados a las temperaturas predichas por los modelos de simulación. Esto demostró la validez de la implementación de dichos modelos para la predicción de pérdidas de calidad. Con esta información obtenida, sobre la variación de índices de calidad, se abordó la optimización del proceso. Para ello se consideró principalmente como funciones

objetivos minimizar los cambios en el color, forma y apariencia general, en virtud de que la calidad visual o apariencia de este tipo de productos, envasados en recipientes transparentes, es el principal factor que el consumidor toma en cuenta al momento de efectuar su compra.

Finalmente se desarrollaron a partir de los resultados obtenidos por medio de los modelos resueltos numérica o analíticamente modelos simples de predicción del tiempo de proceso, estrictamente necesario para obtener inocuidad microbiológica, en diferentes tipos de alimentos. Estos podrán resultar de gran utilidad para aquellos pequeños procesadores de conservas, los cuales generalmente no disponen de las herramientas de cálculo empleadas en este trabajo, a los fines de ajustar adecuadamente los tiempos de proceso en función de las variables operativas.

De lo expresado hasta aquí se concluye que el conocimiento de los procesos de transferencia de calor y de los cambios microbiológicos, nutricionales y sensoriales que ocurren durante el procesamiento térmico ha posibilitado ajustar adecuadamente los tiempos de proceso, en función de las variables operativas y minimizar las pérdidas de calidad que indefectiblemente ocurren en este tipo de tratamiento.

A	Diámetro del botón (cabeza) del hongo [m]
a^*	Parámetro de color en el sistema CIE
A_1	Temperatura pseudo-inicial en el centro térmico del producto [°C]
A_2	Temperatura final del autoclave [°C]
B	Factor pre-exponencial [min^{-1}]
b^*	Parámetro de color en el sistema CIE
C	Concentración [kg m^{-3}]
C	Valor de cocción [min]
C_{l0}	Concentración inicial de agaritina en la fase líquida [kg m^{-3}]
C_{s0}	Concentración inicial de agaritina en la fase sólida [kg m^{-3}]
CMC	Carboximetil celulosa
cp	Capacidad calorífica [$\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$]
d	Diámetro del tallo del hongo [m]
D	Diámetro del frasco [m]
D_e	Dimensión característica de equilibrio [m]
DO	Densidad óptica (a 410 nm)
D_o	Dimensión característica inicial [m]
D_m	Coefficiente de difusión de agaritina en el hongo [$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$]
D_{ml}	Coefficiente de difusión de agaritina en el líquido [$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$]
d_t	Parámetro del modelo sigmoideo, correspondiente a la primer derivada $\left(\frac{dT_c}{dt} = \frac{A_2 - A_1}{4d_t} \right) \text{ evaluada en } x_0 \text{ [min]}$
Dt	Dimensión característica instantánea [m]
E_a	Energía de activación [J mol^{-1}]
F	Letalidad acumulada [min]
f_h	Tiempo en que tarda la temperatura del centro térmico en atravesar un ciclo logarítmico [min]
g	Aceleración de la gravedad [m s^{-2}]
Gr	Número de Grashof, $Gr = g\beta\Delta TH^3\rho^2/\mu^2$
h	Coefficiente de transferencia de calor convectivo [$\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$]

h_m	Coeficiente de transferencia de masa convectiva [m s^{-1}]
H	Altura del frasco [m]
j_h	Factor de retraso
k	Conductividad térmica [$\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$]
K_0	Factor pre-exponencial de la degradación de agaritina [s^{-1}]
K_l	Constante de velocidad de cambio de dimensión característica (A o L) [s^{-1}]
K_m	Constante de velocidad media de cambio de dimensión característica [s^{-1}]
L	Tamaño longitudinal del hongo [m]
l	Tamaño longitudinal del botón (cabeza) del hongo [m]
L^*	Luminosidad en el sistema CIE
LC	Longitud característica [m]
m	Número de medidas
n	Vector normal unitario
P	Presión [Pa]
R	Radio del frasco [m]
r	Posición radial respecto del eje de simetría [m]
SCR	Sumatoria de los cuadrados de los residuos
T	Temperatura [$^{\circ}\text{C}$]
t	Tiempo [min]
T_b	Temperatura del baño termostatzado [$^{\circ}\text{C}$]
u	Velocidad en la dirección vertical [m s^{-1}]
V	Volumen [m^3]
Vr	Variación relativa porcentual [%]
w	Fracción en peso del contenido de agua
x, y, z	Coordenadas [m]
x_o	Tiempo que tarda el centro térmico en llegar una temperatura de $(A_1+A_2)/2$ [$^{\circ}\text{C}$]
z_c	Temperatura de reducción decimal [$^{\circ}\text{C}$]
z	Distancia en dirección vertical [m]
ZCL	Zona de calentamiento lento

Símbolos Griegos

α	Difusividad térmica [$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$]
β	Coefficiente de expansión térmico [K^{-1}]
ε	Error relativo absoluto [%]
ζ	Altura adimensional (z/H)
μ	Viscosidad aparente [Pa s]
v	Velocidad en la dirección radial [m s^{-1}]
ξ	Posición radial adimensional [r/R_{ext}]
ρ	Densidad [kg m^{-3}]
Γ	Superficie del dominio
Ω	Dominio

Subíndices

0	Inicial
c	Centro térmico
e	Experimental
ext	Externa
f	Final
fp	Fluido - partícula
i	Inicial
int	Interna
l	Líquido
max	Máxima
r	Autoclave
ref	Referencia
s	Simulada
so	Sólido
sup	Superficie
w	Pared
wt	Espesor de pared

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Abril, J.; Vírveda, P.; Moure, J. (1998). Modelización de la penetración de calor en conservas vegetales. *II Congreso Iberoamericano de Ingeniería de Alimentos (CD)*. Bahía Blanca, Argentina, trabajo IV.11.

Adrian, B. (1993). *Heat Transfer* (pp. 339-340). New York: Wiley.

Akterian, S.G. (1994). Numerical simulation of unsteady heat conduction in arbitrary shaped canned foods during sterilization processes. *Journal of Food Engineering*, 21, 343-354.

Akterian, S.G. (1995). Numerical simulation of unsteady heat transfer in canned mushrooms in brine during sterilization process. *Journal of Food Engineering*, 25, 45-53.

Akterian, S.G. (1997). Control strategy using functions of sensitivity for thermal processing of sausages. *Journal of Food Engineering*, 31, 449-455.

Almonacid-Merino, S.F.; Simpson, R.; Torres, J.A. (1993). Time-variable retort temperature profiles for cylindrical cans: Batch process time, energy consumption, and quality retention model. *Journal of Food Process Engineering*, 16, 271-287.

Ansari, F.A. (1999). Finite difference solution of heat and mass transfer problems related to precooling of food. *Energy Conversion & Management*, 40, 795-802.

Avila, I.M.; Manso, M.C.; Silva, C.L.M. (1996). Modelling the thermal sterilisation of foods inside packs with two divisions. *Mathematics and Computers in Simulation*, 42, 279-285.

Ball, C.O. (1923). Thermal process time for canned food. Bulletin No. 37, National Research Council, Washington DC.

Ball, C.O.; Olson, F.C.W. (1957). Sterilization in food processing – Theory, practice and calculations. New York: Mac Graw-Hill.

Balsa-Canto, E.; Alonso, A.; Banga, J. (2002a). A novel, efficient and reliable method for thermal process design and optimization. Part I: theory. *Journal of Food Engineering*, 52, 227-234.

Balsa-Canto, E.; Alonso, A.; Banga, J. (2002b). A novel, efficient and reliable method for thermal process design and optimization. Part II: applications. *Journal of Food Engineering*, 52, 235-247.

- Banga, J.R.; Perez Martin, R.I.; Gallardo, J.M.; Casares, J.J. (1991). Optimization of thermal processing of conduction-heated canned foods: study of several objective functions. *Journal of Food Engineering*, 21, 25-51.
- Banga, J.R.; Balsa-Canto, E.; Moles, C.G.; Alonso, A.A. (2003). Improving food processing using modern optimization methods. *Trends in Food Science & Technology*, 14, 131-144.
- Barreiro, J. A.; Milano M.; Sandoval, A. (1997). Kinetics of colour changes of double concentrated tomato paste during thermal treatment. *Journal of Food Engineering*, 33, 359-371.
- Bathe, K.J. (1996). *Finite element Procedures*. New Jersey: Prentice Hall.
- Batu, A. (2004). Determination of acceptable firmness and colour values of tomatoes. *Journal of Food Engineering*, 61, 471-475.
- Biekman, E.S.A.; Kroese-Hoedeman, H.I.; Schijvens, E.P.H.M. (1996). Loss of solutes during blanching of mushrooms (*Agaricus bisporus*) as a result of shrinkage and extraction. *Journal of Food Engineering*, 28 (2), 139-152.
- Biekman, E.S.A.; Van Remmen, H.H.J.; Kroese-Hoedeman, H.I.; Ogink, J.J. M.; Schijvens, E.P.H.M. (1997). Effect of shrinkage on the temperature increase in evacuated mushrooms (*Agaricus bisporus*) during blanching. *Journal of Food Engineering*, 33 (1-2), 87-99.
- Bimbenet, J.J. ; Michiels, L. (1974). Transferts de chaleur par convection au cours de la stérilisation des conserves. *Proc. IV Int. Congress Food Sci. & Technol.*, Vol. IV, 361-379.
- Bimbenet, J.J.; Duquenoy, A. (1974). Simulation mathématique de phénomènes intéressant les industries alimentaires. Transferts de chaleur au cours de la stérilisation. *Ind. Aliment. Agric.*, 91, 359-365.
- Bird, R.B.; Stewart, W.Y.; Lightfoot, E.N. (1976). *Transport Phenomena*. New York: John Wiley and Sons.
- Brenner, S.C.; Scott, L.R. (1994). *The mathematical theory of finite element methods*. New York: Springer-Verlag.
- Carroll, N.; Mohtar, R.; Segerlind, L.J. (1996). Predicting the cooling time for irregular shaped food products. *Journal of Food Process Engineering*, 19, 385-401.
- Carslaw, H.S.; Jaeger, J.C. (1959). *Conduction Heat Transfer in Solids*, 2nd ed. Oxford: Clarendon Press.

Chau, K.V.; Gaffney, J.J. (1990). A finite difference model for heat and mass transfer in products with internal heat generation and transpiration. *Journal of Food Science*, 55, 484–487.

Chavez, M.S.; Luna, J.A.; Garrote, R.L. (1997). A mathematical model to describe potato chemical (NaOH) peeling. Energy and mass transfer model solution. *Journal of Food Process Engineering*, 32, 209-223.

Chen, C.R.; Ramaswamy, H.S. (2002). Modeling and optimization of variable retort temperature (VRT) thermal processing using coupled neural networks and genetic algorithms. *Journal of Food Engineering*, 53, 209–220.

Chuntrabuluck, S.; Wells, C.M.; Cleland, A.C. (1998a). Prediction of chilling times of foods in situations where evaporative cooling is significant-part1. Method development. *Journal of Food Engineering*, 37, 111-125.

Chuntrabuluck, S.; Wells, C.M.; Cleland, A.C. (1998b). Prediction of chilling times of foods in situations where evaporative cooling is significant - part 2. *Journal of Food Engineering*, 37, 127-141.

Chuntrabuluck, S.; Wells, C.M.; Cleland, A.C. (1998c). Prediction of chilling times of foods in situations where evaporative cooling is significant - part 3. *Journal of Food Engineering*, 37, 143-157.

Ciarlet, P.G.; Lions, J.L. [Eds.] (1991). *Handbook of numerical analysis: finite element methods (part 1)*. Amsterdam: North-Holland.

CIE (1978). Recommendations on uniform colour spaces – colour difference equations, psychometric colour terms. Supplement No. 2. CIE Publication No. 15(E-1-3.1) 1971/(TC-1-3). Paris: CIE.

Comini, G.; Cortella, G.; Saro, O. (1995). Finite element analysis of coupled conduction and convection in refrigerated transport. *International Journal of Refrigeration*, 18, 123–131.

COMSOL AB (2005). *COMSOL Multiphysics User's Guide*. Version: September 2005, COMSOL 3.2.

Concellón, A. (2003). Daño por frío en frutos no-climatéricos. Tesis Doctoral, Universidad Nacional de La Plata, La Plata, Argentina.

Coulter, S.; Pham, Q.T.; McNeil, I.; McPhail, N.G. (1995). Geometry cooling rates and weight losses during pig chilling. *International Journal of Refrigeration*, 18, 456–464.

Datta, A.K.; Teixeira, A.A. (1988). Numerically predicted transient temperature and velocity profiles during natural convection heating of canned liquid foods. *Journal of Food Science*, 53, 191-195.

Davey, L.M.; Pham, Q.T. (1997). Predicting the dynamic product heat load and weight loss during beef chilling using a multiregion finite difference approach. *International Journal of Refrigeration*, 20, 470–482.

De Elvira, C.; Sanz, P.D.; Carrasco, J.A. (1996). Characterising the detachment of thermal and geometric centres in parallelepipedic frozen food subjected to a fluctuation in storage temperature. *Journal of Food Engineering*, 29, 257-268.

De Michelis, A. (2006). *Elaboración y conservación de frutas y hortalizas: procedimientos para el hogar y para pequeños emprendimientos comerciales* (1ª ed.). Buenos Aires: Hemisferio Sur.

Devece, C.; Rodríguez-López, J.N.; Fenoll, J.T.; Catalá, J.M.; De los Reyes, E.; García-Cánovas, F. (1999). Enzyme inactivation analysis for industrial blanching applications: comparison of microwave, conventional, and combination heat treatments on mushroom polyphenoloxidase activity. *J. Agric. Food Chem*, 47(11), 4506-4511.

Dirección Nacional de Alimentos (SAGPyA), Argentina. <http://www.alimentosargentinos.gov.ar> (Junio 2005).

Durance, T.; Dou, J.; Mazza, J. (1996). Selection of variable retort temperature processes for canned salmon. *Journal of Food Process Engineering*, 20, 65–76.

Durance, T.D. (1997). Improving canned food quality with variable retort temperature processes. *Trends in Food Science & Technology*, 8, 113-118.

Evans, J.; Russell, S.; James, S. (1996). Chilling of recipe dish meals to meet cook-chill guidelines. *International Journal of Refrigeration*, 19, 79–86.

Fasina, O.O.; Fleming, H.P. (2001). Heat transfer characteristics of cucumbers during blanching. *Journal of Food Engineering*, 47, 203–210.

Fikiin, A. (1974). Sur les paramètres thermophysiques des produits alimentaires congelés. In *Current studies on the thermophysical properties of foodstuffs – Proceedings of the Meetings of IIR Commissions B1, C1 and C2 in Bressanone (Italy)* (pp. 173–181). Refrigeration Science and Technology, IIR-Paris.

Geankoplis C. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. CECSA, México.

Ghani, A.G.; Farid, M.M.; Chen, X.D.; Richards, P. (1999a). Numerical simulation of natural convection heating of canned food by computational fluid dynamics. *Journal of Food Engineering*, 41, 55-64.

Ghani, A.G.; Farid, M.M.; Chen, X.D.; Richards, P. (1999b). An investigation of deactivation of bacteria in a canned food during sterilization using computational liquid dynamic. *Journal of Food Engineering*, 42, 207-214.

Ghani, A.G.; Farid, M.M.; Chen, X.D. (2002). Numerical simulation of transient temperature and velocity profiles in a horizontal can during sterilization using computational liquid dynamics. *Journal of Food Engineering*, 51, 77-83.

Ghani, A.G.; Farid M.M.; Zarrouk, S.J. (2003). The effect of can rotation on sterilization of liquid food using computational liquid dynamics. *Journal of Food Engineering*, 57, 9-16.

Ghazala, S.; Ramaswamy, H.S.; Smith, J.P.; Simpson, M.V. (1995). Thermal process simulation for sous vide processing of fish and meat foods. *Food Research International*, 28, 117-122.

Goñi, S.M.; Purlis, E.; Salvadori, V.O. (2007). Three-dimensional reconstruction of irregular foodstuffs. *Journal of Food Engineering*, 82(4), 536-547.

Gowda, B.S.; Narasimham, G.S.; Murthy, M.V.K. (1997). Forced-air precooling of spherical foods in bulk: a parametric study. *International Heat and Fluid Flow*, 18, 613-624.

Herson, A.C.; Hulland, E.D. (1980). *Canned foods. Thermal processing and microbiology*. Edinburgh: Churchill-Livingstone.

Holdsworth, D.G. (1985). Optimisation of thermal processing. A review. *Journal Food Engineering*, 4(1), 89-116.

Holdsworth, S.D. (1997). *Thermal processing of packaged foods*. London: Chapman Hall.

Ibarz-Ribas, A.; Barbosa-Cánovas, G.V. (2005). 2da Edición. Operaciones Unitarias en la Ingeniería de los Alimentos. Madrid: Mundiprensa,

Ikegami, Y. (1977). Heat penetration in canned foods containing solids and liquid. *Canners J.*, 57 (7), 548-552.

Jiménez Islas, H.; Gonzáles Calderón, L.M.; Botello Alvarez, J.E.; Navarrete, J.L. (2005). Estudio numérico de la esterilización térmica de alimentos líquidos enlatados que contienen partículas empleando el enfoque de medio poroso. *Revista*

Mexicana de Ingeniería Química, 4, 1-23.

Konanayakam, M.; Sastry, S.K. (1988). Kinetics of shrinkage of mushroom during blanching. *Journal of Food Science*, 53(5), 1406-1411.

Kotwaliwale, N.; Bakane, P.; Verma, A. (2007). Changes in textural and optical properties of oyster mushroom during hot air drying. *Journal of Food Engineering*, 78(4), 1207-1211.

Kumar, A.; Bhattacharya, M.; Blaylock, J. (1990). Numerical simulation of natural convection heating of canned thick viscous liquid food products. *Journal of Food Science*, 55, 1403-1411.

Kumar, A.; Bhattacharya, M. (1991). Transient temperature and velocity profiles in a canned non-Newtonian food during sterilisation in still-cook retort. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 34, 1083-1096.

Lau, M.H., Tang, J. (2002). Pasteurization of pickled asparagus using 915 MHz microwaves. *Journal of Food Engineering*, 51, 283-290.

Lekwauwa, A.N.; Hayakawa, K. (1986). Computerized model for the prediction of thermal responses of packaged solid-liquid food mixture undergoing thermal processes. *Journal Food Science*, 51(4), 1042-1049, 1056.

Lin, Y.E.; Anantheswaran, R.C.; Puri, V.M. (1995). Finite element analysis of microwave heating of solid foods. *Journal of Food Engineering*, 25, 85-112.

Mallikarjunan, P.; Mittal, G.S. (1994). Heat and mass transfer during beef carcass chilling—modelling and simulation. *Journal of Food Engineering*, 23, 277-292.

Mallikarjunan, P.; Mittal, G.S. (1995). Prediction of beef carcass chilling time and mass loss. *Journal of Food Process Engineering*, 18, 1-15.

Maroulis Z.B.; Saravacos, G.D. (2003). *Food Process Design*. New York: Marcel Dekker Co..

Márquez, C.A.; De Michelis, A.; Salvadori, V.O.; Mascheroni, R.H. (1998). Application of transfer functions to the thermal processing of particulate foods enclosed in liquid medium. *Journal of Food Engineering*, 38, 189-205.

Márquez, C.A.; Salvadori, V.O.; De Michelis, A.; Mascheroni, R.H. (2001). Predicción y ajuste de tiempos de pasterización en conservas de cereza y guinda envasadas en recipientes de vidrio. Método simple y rápido. *Actas del 8 Congreso Iberoamericano de Transferencia de Calor y Materia*, 207-213.

Márquez, C.A.; Vullioud, M.; De Michelis, A.; Salvadori, V.O.; Mascheroni, R.H. (2002). Parámetros que caracterizan la transferencia de calor durante la

esterilización de conservas de frutas en frascos en función de los tamaños de los frascos y de las frutas. *Actas IX Congreso Argentino de Ciencia y Tecnología de Alimentos*, Buenos Aires, Presentation 12.23.

Márquez, C.A.; Salvadori, V.O.; Mascheroni, R.H.; De Michelis, A. (2003). Application of transfer functions to the thermal processing of sweet and sour cherries preserves: influence of particle and container sizes,” *Food Science and Technology International*, 9, 69-76.

Marra, F.; Romano, V. (2001). Analysis of low-acid food and acid food processing with a fem approach. *2nd International Conference on Computational Heat and Mass Transfer*, Rio de Janeiro, Brazil.

Marra, F.; Romano, V. (2003). A mathematical model to study the influence of wireless temperature sensor during assessment of canned food sterilization. *Journal of Food Engineering*, 59, 245-252.

Martens, M.; Scheerlinck, N.; De Belie, N.; De Baerdemaeker, J. (2001). Numerical model for the combined simulation of heat transfer and enzyme inactivation kinetics in cylindrical vegetables. *Journal of Food Engineering*, 47, 185–193.

Martins, R.C. (2006). Simple finite volumes and finite elements procedures for food quality and safety simulations *Journal of Food Engineering*, 73, 327-338.

Matser, A.M.; Knott, E.R.; Teunissen, P.G.M.; Bartels, P.V. (2000). Effects of high isostatic pressure on mushrooms. *Journal of Food Engineering*, 45(1), 11-16.

McArdle, F.J.; Curwen, D. (1962). Some factors influencing shrinkage of canned mushrooms. *Mushroom Science*, 5, 547-557.

McCord, J.D.; Kilara, A. (1983). Control of enzymatic browning in processed mushrooms (*Agaricus bisporus*). *Journal of Food Science*, 48 (6), 1479-1483.

Nadkarni, M.M.; Hatton, T.A. (1985). Optimal nutrient retention during the thermal processing of conduction-heated canned foods: Application of the distributed minimum principle. *Journal of Food Science*, 50, 1312–1321.

Naveh, D.; Kopelman, I.J.; Pflug, I.J. (1983). The finite element method in the thermal processing of foods. *Journal of Food Science*, 48, 1086-1093.

Nicolai, B.M.; De Baerdemaeker, J. (1996). Sensitivity analysis with respect to the surface heat transfer coefficient as applied to thermal process calculations. *Journal of Food Engineering*, 28, 21–33.

Nicolai, B.M.; De Baerdemaeker, J. (1999). A variance propagation algorithm for the computation of heat conduction under stochastic conditions. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 42, 1513–1520.

Noronha, J.; Hendrickx, M.; Suys, J.; Tobback, P. (1993). Optimization of surface quality retention during thermal processing of conduction heat foods using variable temperature retort profiles. *Journal of Food Process and Preservation*, 51, 1297-1301.

Ohlsson, T. (1980). Temperature dependence of sensory quality changes during thermal processing. *Journal of Food Science*, 45(4), 836-847.

Ohlsson, T. (1980). Optimal sterilization temperatures for flat containers. *Journal of Food Science*, 45, 848–858.

Pan, Z.; Singh, R.P.; Rumsey, T.R. (2000). Predictive modelling of contact-heating process for cooking a hamburger patty. *Journal of Food Engineering*, 46, 9–19.

Pham, Q.T. (2006). Mathematical modeling of freezing processes. In Da-wen Sun (Ed.). *Handbook of frozen food processing and packaging* (pp. 141-173). New York: Taylor & Francis Group.

Puri, V.M.; Anantheswaran, R.C. (1993). The finite element method in food processing: a review. *Journal Food Engineering*, 19, 247–274.

Rabiey, L.; Flick, D.; Duquenoy, A. (2007). 3D simulations of heat transfer and liquid flow during sterilisation of large particles in a cylindrical vertical can. *Journal of Food Engineering*, 82, 409-417.

Ramaswamy, H.S.; Awuah, G.B.; Simpson, B.K. (1997). Heat transfer and lethality considerations in aseptic processing of liquid/particle mixtures: a review. *Critical Reviews in Food Science & Nutrition*, 37, 253-286.

Ramesh, M.N. (1993). Optimum sterilization of foods by thermal processing- a review. *Food Science & Technology Today*, 9, 217-227.

Rao, M.A.; Anantheswaran, R.C. (1988). Convective heat transfer to canned liquid foods in a Steritort. *Journal of Food Science*, 50, 150-154.

Richardson, P.S.; Kelly, P.T.; Holdworth, S.D. (1988). Optimization of in container sterilization processes. In *Proc. Int Symp. Progress in Food Preservation Processes*, vol. 2, 1-11, CERIA, Brussels.

Riedel, L. (1969). Measurements of thermal diffusivity on foodstuffs rich in water. *Kaltetechnik*, 21, 315.

Rumsey, T.R. (1984). Modelling heat transfer in cans containing liquid and particulates. AMSE Paper No. 84-6515, St Joseph, MI.

Saguy, I.; Karel, M. (1979). Optimal retort temperature profile in optimizing thiamin retention in conduction-type heating of canned foods. *Journal of Food Science*, 44, 1485–1490.

Salvadori, V.O. (1994). *Transferencia de calor durante la congelación, el almacenamiento y la descongelación de alimentos*. Tesis doctoral. Universidad Nacional de La Plata. La Plata, Argentina.

Salvadori, V.O.; Mascheroni, R.H. (1994). Aplicación de funciones de transferencia al procesamiento térmico de alimentos. *Computación Aplicada a la Industria de Procesos*, 152-156.

Salvadori, V.O.; Sanz, P.D.; Domínguez Alonso M.; Mascheroni, R.H. (1994). Application of z-transfer functions to heat or mass transfer problems. Their calculation by numerical methods. *Journal of Food Engineering*, 23, 293-307.

Sastry, S.K.; Beelman, R.B.; Speroni, J.J. (1985). A three-dimensional finite element model for thermally induced changes in foods: application to degradation of arginine in canned mushrooms. *Journal Food Science*, 50, 1293-1299, 1326.

Sawada, H.; Merson, R.L. (1986). Estimation of processes of conditions for bulk sterilization of particulate foods in water fluidized beds. In: M. Le Maguer and P. Jelen, Editors, *Food Engineering and Process Application*. Vol. 1. New York: Elsevier science Publishing.

Sheen, S.; Hayakawa, K. (1991). Finite difference simulation for heat conduction with phase change in an irregular food domain with volumetric change. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 34, (6), 1337-1346.

Silva, C.L.M.; Oliveira, F.A.R.; Hendrickx, M. (1993). Modelling optimum processing conditions for the sterilization of prepackaged foods. *Food Control*, 4, 767-772.

Steffe, J.F.; Mohamed, I.O.; Ford, E. (1986). Rheological properties of fluid foods: data compilation, in: M.R. Okos (Ed.), *Physical and Chemical Properties of Foods*, American Society of Agricultural Engineers, St. Joseph, MI: Transactions of American Society of Agricultural Engineers.

Stoforos, N.G.; Merson, R.L. (1990). Estimating heat transfer coefficients in liquid/particulate canned foods using only liquid temperature data. *Journal Food Science*, 55(2), 478-483.

Tarifa, E.E. (1998). *Teoría de modelos y simulación*. Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Jujuy.

Teixeira, A.A.; Dixon, J.R.; Zahradnik, J.W.; Zinsmeister, G.E. (1969). Computer optimization of nutrient retention in thermal processing of conduction-heat foods. *Food Technology*, 23, 137-142.

Teixeira, A.A.; Zinsmeister, G.E.; Zahradnik, J. W. (1975). Computer simulation of variable retort control and container geometry as a possible means of improving thiamine retention in thermally processed foods. *Journal of Food Science*, 40, 656–659.

Tewkesbury, H.; Stapley, A.G.F.; Fryer, P.J. (2000). Modelling temperature distributions in cooling chocolate moulds. *Chemical Engineering Science*, 55, 3123–3132.

Toledo, R.T. (2007). *Fundamental of food process engineering*, 3rd ed. New York: Springer.

Toth, B.; Tampa, A.; Patil, K. (1977). Tumorigenic effect of 4-methylphenylhydrazine hydrochloride in Swiss mice. *A. Krebsforsch*, 89, 245.

Toth, B.; Nagel, D.; Patil, K.; Erickson, J.; Antonson, K. (1978). Tumor induction with the N-acetyl derivate of 4-hydroxymethyl-phenylhydrazine, a metabolite of agaritine of *Agaricus bisporus*. *Cancer Res.*, 38, 177.

Toth, B.; Patil, K.; Hwan-Soo, J. (1981). Carcinogenesis of 4-(hydroxymethyl) benzenediazonium (tetrafluoroborate) of *Agaricus bisporus*. *Cancer Res.*, 41, 2444.

Townsend, C.T.; Somers, I.I.; Lamb, F.C.; Olson, N.A. (1954). *A Laboratory Manual for the Canning Industry*. Washington, DC: National Food Processors' Assoc.

Van Der Sluis, S.M.; Rouwen, W. (1994). TNO develops a model for refrigeration technology calculations. *Voedingsmiddelentechnologie*, 26, 63–64.

Van Der Sluis, S.M.; Vijge, J.B.A.; Wouters R. (1999). Model based predictive control of a refrigeration plant. *Proceedings of 20th International Congress of Refrigeration*, IIR/IIF, Sydney.

Varga, S.; Oliveira, J.C.; Oliveira, F.A.R. (2000a). Influence of the variability of processing factors on the F-value distribution in batch retorts. *Journal of Food Engineering*, 44, 155–161.

Varga, S.; Oliveira, J.C.; Smout, C.; Hendrickx, M.E. (2000b). Modelling temperature variability in batch retorts and its impact on lethality distribution. *Journal of Food Engineering*, 44, 163–74.

- Varma M.; Kannan A. (2005). Enhanced food sterilization through inclination of the container walls and geometry modifications. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 48, 3753-3762.
- Verboven, P.; Scheerlinck, N.; De Baerdemaeker, J.; Nicolai, B.M. (2001). Sensitivity of the food center temperature with respect to the air velocity and the turbulence kinetic energy. *Journal of Food Engineering*, 48, 53–60.
- Vilayannur, R.S.; Puri, V.M.; Anantheswaran, R.C. (1998a). Size and shape effect on nonuniformity of temperature and moisture distributions in microwave heated food materials: part I. Simulation. *Journal of Food Process Engineering*, 21, 209–233.
- Vilayannur, R.S.; Puri, V.M.; Anantheswaran, R.C. (1998b). Size and shape effect on nonuniformity of temperature and moisture distributions in microwave heated food materials: part II. Experimental validation. *Journal of Food Process Engineering*, 21, 235–248.
- Wang L.; Sun, D.W. (2003). Recent developments in numerical modelling of heating and cooling processes in the food industry - a review. *Trends in Food Science & Technology*, 14, 408-423.
- Wang, L.J.; Sun, D.-W. (2002a). Modelling three conventional cooling processes of cooked meat by finite element method. *International Journal of Refrigeration*, 25, 100–110.
- Wang, L.J.; Sun, D.-W. (2002b). Evaluation of performance of slow air, air blast and water immersion cooling methods in cooked meat industry by finite element method. *Journal of Food Engineering*, 51, 329–340.
- Wang, L.J.; Sun, D.-W. (2002c). Modelling three dimensional transient heat transfer of roasted meat during air blast cooling process by finite element method. *Journal of Food Engineering*, 51, 319–328.
- Wang, L.J.; Sun, D.-W. (2002d). Modelling vacuum cooling process of cooked meat—part 1: analysis of vacuum cooling system. *International Journal of Refrigeration*, 25, 852–860.
- Wang, L.J.; Sun, D.-W. (2002e). Modelling vacuum cooling process of cooked meat—part 2: mass and heat transfer of cooked meat under vacuum pressure. *International Journal of Refrigeration*, 25, 861–872.
- Wang, L.J.; Sun, D.W. (2003). Numerical analysis of the three dimensional mass and heat transfer with inner moisture evaporation in porous cooked meat joints during vacuum cooling process. *Transactions of the ASAE*, 46, 107–115.

- Welti Chanes J.; Gómez Palomares O.; Vergara Balderas F.; Alzamora S. (2005). Aplicaciones de ingeniería y fenómenos de transporte al estudio de la transferencia convectiva de calor en alimentos envasados. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 4, 89-106.
- Yang, W.H.; Rao, M.A. (1998). Transient natural convection heat transfer to starch dispersion in a cylindrical container: Numerical solution and experiment. *Journal of Food Engineering*, 36, 395-415.
- York, G. K.; Heil, J. R.; Marsh, G. L.; Ansar, A.; Merson, R. L.; Wolcott, T.; Leonard, S.(1975). *Journal of Food Science*, 40, 764.
- Zechman, L.G.; Plug I.J., (1989). Location of the slowest heating zone for natural convection heating fluids in metal containers. *Journal of Food Science*, 54, 205-229.
- Zhang, L.; Fryer, P.J. (1995). A model for conduction heat transfer to particles in a hold tube using a moving mesh finite element method. *Journal of Food Engineering*, 26, 193–208.
- Zhao, Y.; Kolbe, E.; Craven, C. (1998). Computer simulation on onboard chilling and freezing of albacore tuna. *Journal of Food Science*, 63, 751–755.
- Zhou, L.; Puri, V.M.; Anantheswaran, R.C.; Yeh, G. (1995). Finite element modelling of heat and mass transfer in food materials during microwave heating—model development and validation. *Journal of Food Engineering*, 25, 509–529.
- Zienkiewicz, O. C. (1989). *The Finite Element Method*. New York: McGraw-Hill.

APÉNDICE A

Código en lenguaje Matlab empleado para resolver el modelo matemático desarrollado para el proceso de pasteurización de conservas de tomates cherries (ver Sección 5.2).

Predicción de las temperaturas y estimación del coeficiente de transferencia de calor h_{fp}

```
function fem=tomatebase322(t)
global hh
% COMSOL Multiphysics Model M-file
% Generated by COMSOL 3.2 (COMSOL 3.2.0.222, $Date: 2005/09/01 18:02:30 $)
fclear fem
% COMSOL version
clear vrsn
vrsn.name = 'COMSOL 3.2';
vrsn.ext = '';
vrsn.major = 0;
vrsn.build = 222;
vrsn.rcs = '$Name: $';
vrsn.date = '$Date: 2005/09/01 18:02:30 $';
fem.version = vrsn;

% Geometry
g1=ellip2('0.0095','0.01153','base','center','pos',{'0','0'},'rot','0');
clear s
s.objs={g1};
s.name={'E1'};
s.tags={'g1'};
fem.draw=struct('s',s);
fem.geom=geomcsg(fem);

% Initialize mesh
fem.mesh=meshinit(fem);

% (Default values are not included)

% Application mode 1 TRANSFERENCIA DE CALOR
clear appl
appl.mode.class = 'HeatTransfer';
appl.assignsuffix = '_ht';
```

```

clear bnd
bnd.type = 'q';
bnd.h = hh;
bnd.Tinf = 'Tempext(t)';
bnd.ind = [1,1,1,1];
appl.bnd = bnd;
clear equ
equ.k = '0.00007*(T+273.15)^2-0.043*(T+273.15)+6.86';
equ.init = 21.33;
equ.rho = 1200;
equ.C = '-0.00216*T^2+11*T+1579';
equ.ind = [1];
appl.equ = equ;
fem.appl{1} = appl;
fem.border = 1;
fem.outform = 'general';
fem.units = 'SI';

% Multiphysics
fem=multiphysics(fem);

% Extend mesh
fem.xmesh=meshextend(fem);

% Solve problem
fem.sol=femtime(fem, solcomp',{'T'},outcomp',{'T'},tlist,[0:15:2190],tout,'tlist');

% Save current fem structure for restart purposes
fem0=fem;

% Plot solution
postplot(fem, 'tridata',{'T','cont','internal'},'trimap','jet(1024)','solnum','end','title','Time=2190   Surface:
Temperature [K]','refine',3,'axis',[-0.021199781581662,0.021199781581662,-
0.0126829997636378,0.0126829997636378,-1,1]);

Cálculo de  $h_{fp}$ 
function val=calculador(hcall)
global hh fem
hh=hcall;

```

```
clear all,clc,close all

global fem

opt=optimset('Display','iter');

opt=optimset('Display','iter','LargeScale','off');

hmin=fmincon('calculador',600,[],[],[],[],100,1500,[],opt)

val=calculador(hmin)

datos_tomate;

Texp=D; % datos experimentales

Tsim=postinterp(fem,'T',[0;0],'dl',[1],'solnum','all');

plot(0:15:2190,Texp,'o',0:15:2190,Tsim)

legend('T Exp.','T simulada')

xlabel('t, seg')

val=sum((Texp(:)-Tsim(:)).^2);

val/147 %length(texp)

er=mean(abs(Texp(:)-Tsim(:))./Texp)*100
```

```
I1=postint(fem,'10^((T-100)/25)','unit','m^3','dl',[1],'geomnum',1,'solnum','all');
V=postint(fem,'1','unit','m^3','dl',[1],'geomnum',1,'solnum','end');
C=I1/V;
CC=trapz(fem.sol.tlist,C)/60
```

174

APÉNDICE B

Códigos en lenguaje Matlab empleados para resolver los modelos matemáticos desarrollados para el proceso de escaldado y esterilización de champiñones en el Capítulo 6.

Procesamiento de las imágenes y cálculo de las dimensiones características L y A de los hongos durante el escaldado

```
clear all,clc,close all
n=91; % número de imagenes
for j=1:n
    A(:,:,j)=imread(['i',num2str(j),'.jpg']);
end
montage(A)

t=size(A);

figure % corte para una de las 6 muestras en el soporte
for i=1:t(4)
    Ar(:,:,i)=A([110:210],[250:360],:,i);
end
clear A
montage(Ar)

figure %pasa a escala de grises
for i=1:t(4)
    Agg(:,:,1,i)=rgb2gray(Ar(:,:,i));
end
clear Ar
montage(Agg)

figure % Ajuste rango dinámico
for i=1:t(4)
    Agg2(:,:,1,i)=imadjust(Agg(:,:,1,i),stretchlim(Agg(:,:,1,i)),[0 1]);
end
clear Agg
montage(Agg2)

figure % Filtro
for i=1:t(4)
```



```

    Aff(:,:,1,i)=medfilt2(Agg2(:,:,1,i)); % uno del tantos
end
clear Agg2
montage(Aff)

figure % histogramas
for i=1:t(4)
    imhist(Aff(:,:,1,i))
    pause(0.01)
end

figure % Binarias
L=110;
for i=1:t(4)
    AB(:,:,i)=im2bw(Aff(:,:,i),L/256);
end
montage(AB)

clear AL
figure % Relleno
for i=1:t(4)
    AL(:,:,i)=imfill(AB(:,:,i),'holes');
end
clear AB
montage(AL)

for i=1:t(4)
    L=bwlabel(AL(:,:,i));
    S=regionprops(L,'Area');
    id=find([S.Area]==max([S.Area]));
    As(:,:,1,i)=ismember(L,id);
end
montage(As)

close all
for i=1:t(4)
    S=regionprops(bwlabel(As(:,:,1,i)),'BoundingBox');
    a1(i,:)=S.BoundingBox;
end

```

```
plot(a1(:,3),'o')
figure
plot(a1(:,4),'o')
```

% Luego, aplicar factor de escala

Reconstrucción de la geometría del hongo

```
clear all,clc,close all
A=imread('champ2.jpg');
AG=rgb2gray(A);
imshow(AG)
AG2=imadjust(AG,stretchlim(AG),[0 1]);
imshow(AG2)
Af=medfilt2(AG2); % filtr
imshow(Af),axis equal % muestra las imágenes
imhist(Af)
Af2=im2bw(Af,120/256); % número de los histogramas
imshow(Af2),axis equal % muestra las imágenes
[c,r]=flim2curve(Af2,{[],[1]},'KeepFrac',0.03); %
geomplot(c),axis equal % muestra las imágenes
imshow(A),hold on,geomplot(c,'Edgecolor','r','Labelcolor','r'),axis equal,axis off
b=93.6359
c2=scale(c,0.04/b,0.04/b);
```

Cálculo del coeficiente de transferencia del calor h_{fp}

```
clear all,clc,close all
datos_50
Texp=D(:,3); % datos experimentales
texp=D(:,1);
h0=800;
[h,nor,res]=lsqcurvefit('tem_lumped',h0,texp,Texp)
plot(texp,Texp,'o',texp,tem_lumped(h,texp),'r')

function T=tem_lumped(p,t)
V=1.657292e-5;
den=8470;
cp=376.81;
```

```
A=0.004013;
Ta=51.57;
T=Ta(:)-(Ta(:)-21.73).*exp(-A*p*t/(den*V*cp));
```

Valores de cocción medio y superficial

```
% Integra
V=postint(fem,'2*pi*r*1','dl',[1],'solnum','all')
I1=postint(fem,'2*pi*r*(10^((T2-100)/25))','dl',[1],'solnum','all');
Qvol=I1./V
QV=trapz(fem.sol.tlist*60,Qvol)/60
A=postint(fem,'2*pi*r*1','dl',[2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12,13,14,15,16,17,18,19,20,21,22,23,24,25,26,27,28,29,30,31,32,33,34,35,36,37,38,39,40,41,42,43,44,45,46,47],'edim',1,'solnum','all');
% Integra
I2=postint(fem,'2*pi*r*(10^((T2-100)/25))','dl',[2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12,13,14,15,16,17,18,19,20,21,22,23,24,25,26,27,28,29,30,31,32,33,34,35,36,37,38,39,40,41,42,43,44,45,46,47],'edim',1,'solnum','all');
Qsup=I2./A;
QS=trapz(fem.sol.tlist*60,Qsup)/60
```

Código en lenguaje Matlab generado por COMSOL 3.2 para predecir la temperatura y concentración de agaritina durante el proceso de esterilización

```
% COMSOL Multiphysics Model M-file
% Generated by COMSOL 3.4 (COMSOL 3.4.0.248, $Date: 2007/10/10 16:07:51 $)
% Some geometry objects are stored in a separate file.
% The name of this file is given by the variable 'flbinaryfile'.

% COMSOL version
clear vrsn
vrsn.name = 'COMSOL 3.4';
vrsn.ext = '';
vrsn.major = 0;
vrsn.build = 248;
vrsn.rcs = '$Name: $';
vrsn.date = '$Date: 2007/10/10 16:07:51 $';
fem.version = vrsn;
```

```
flbinaryfile='see.mphm';
```

```
% Application mode 1 % Transferencia de calor
```

% Application mode 2 % transferencia de masa en el sólido

179

$$\text{fem.appl}\{2\} = \text{appl};$$
$$\text{appl.equ} = \text{equ};$$

```
fem.appl{3} = appl;
fem.sdim = {'X','Y','Z'};
fem.frame = {'xyz'};
fem.border = 1;
fem.outform = 'weak';
clear units;
units.basesystem = 'SI';
fem.units = units;
```

```
% Multiphysics
fem=multiphysics(fem);
```

```
% Extend mesh
fem.xmesh=meshextend(fem, ...
    'linshape',[]);
```

```
% Solve problem
fem.sol=femtime(fem, ...
    'symmetric','off', ...
    'solcomp',{'T','c','c2'}, ...
    'outcomp',{'T','c','c2'}, ...
    'tlist',[0:15:5760], ...
    'tout','tlist');
```

```
% Save current fem structure for restart purposes
fem0=fem;
```

```
% Plot solution
postplot(fem, ...
    'slicedata',{'c2/0.0907','cont','internal','unit','mol/m^3'},
    'slicexspacing',1,'sliceyspacing',0,'slicezspacing',0,
    'slicemap','jet(1024)','solnum','end','title','Time=1690.708756   Slice: c2/0.0907 [mol/m^3]',
    'grid','on','campos',[0.33938300222568807,0.04545027506970414,-
    0.062385535620257185],'camtarget',[0,0.01500000013038516,0],
    'camup',[0.05760714706156353,0.9842672611250721,0.1670310608383262],
    'camva',11.623672458699488);
```

APÉNDICE C

Códigos en lenguaje Matlab empleados para resolver el modelo matemático desarrollado para procesamiento térmico de conservas líquidas (ver Capítulo 7).

Código en lenguaje Matlab generado por COMSOL 3.2 para predecir la distribución y evolución de temperaturas y de perfiles de velocidad de alimentos líquidos durante el proceso de esterilización

```
% COMSOL Multiphysics Model M-file
% Generated by COMSOL 3.2 (COMSOL 3.2.0.222, $Date: 2005/09/01 18:02:30 $)
fclear fem
% COMSOL version
clear vrsn
vrsn.name = 'COMSOL 3.2';
vrsn.ext = '';
vrsn.major = 0;
vrsn.build = 222;
vrsn.rcs = '$Name: $';
vrsn.date = '$Date: 2005/09/01 18:02:30 $';
fem.version = vrsn;

% Geometry
g1=rect2('0.044','0.137','base','corner','pos',{0,0},rot,0);
g2=geomcoerce('solid',{g1});
g3=rect2('0.044','0.141','base','corner','pos',{0,-0.004},rot,0);
clear g2
g4=rect2('0.04','0.137','base','corner','pos',{0,0},rot,0);
g5=geomcoerce('solid',{g4});
g6=geomcoerce('solid',{g3});
```

```
clear s
s.objs={g5,g6};
s.name={'CO1','CO2'};
s.tags={'g5','g6'};
fem.draw=struct('s',s);
fem.geom=geomcsg(fem);
```

Generación del mallado no uniforme

```
% Initialize mesh
fem.mesh=meshinit(fem,'hmaxfact',0.55,'hgrad',1.25,'hcurve',0.25,'hcutoff',0.0005,
'hmaxedg',[4,0.0015,6,0.0015]);
```

% Application mode 1 Transferencia de calor por conducción-convección

```
appl.mode.class = 'FlConvCond';
appl.mode.type = 'axi';
appl.assnssuffix = '_cc';
clear bnd
bnd.type = {'T','cont','q0','ax'};
bnd.T0 = {'(118.31-((118.31-21.86)/(1+exp((t/60-21.68)/4.9))))+273'};
bnd.ind = [1,1,1,2,2,2,3,1,4,4,4];
appl.bnd = bnd;
clear equ
equ.C = {710,4100};
equ.rho = {6400,950};
equ.init = 296;
equ.k = {0.8,0.7};
equ.v = {0,'v'};
equ.u = {0,'u'};
equ.ind = [1,2];
appl.equ = equ;
fem.appl{1} = appl;
```

% Application mode 2 *NAVIER STOKES*

```
clear appl
appl.mode.class = 'FlNavierStokes';
appl.mode.type = 'axi';
appl.gporder = {4,2};
appl.cporder = {2,1};
appl.assnssuffix = '_ns';
```



```

clear prop
clear weakconstr
weakconstr.value = 'off';
weakconstr.dim = {'lm2','lm3','lmp'};
prop.weakconstr = weakconstr;
appl.prop = prop;
clear pnt
pnt.pnton = {0,1};
pnt.ind = [1,1,1,1,2,2,1,1,1,2];
appl.pnt = pnt;
clear bnd
bnd.symtype = {'sym','sym','ax'};
bnd.type = {'int','walltype','sym'};
bnd.inttype = {'noslip','cont','cont'};
bnd.ind = [1,1,1,2,2,2,2,1,3,3];
appl.bnd = bnd;
clear equ
equ.cporder = {{1;1;2}};
equ.eta = {1,4.135-6.219E-2*(T-273.15)+2.596E-4*(T-273.15)^2};
equ.gporder = {{1;1;2}};
equ.sdon = 0;
equ.sdtype = 'pgc';
equ.F_z = {0,950*9.81*(T-298)*0.0002};
equ.usage = {0,1};
equ.rho = {1,950};
equ.ind = [1,2];
appl.equ = equ;
fem.appl{2} = appl;
fem.sdim = {'r','z'};
fem.border = 1;
clear units;
units.basesystem = 'SI';
fem.units = units;
% Multiphysics
fem=multiphysics(fem);
% Extend mesh
fem.xmesh=meshextend(fem,'linshape',[]);
% Solve problem
fem.sol=femtime(fem,'symmetric','off','solcomp',{'T','v','u','p'},'outcomp',{'T','v','u','p'},'tlist',[0:15:2565],'t
out','tlist');

```

% Save current fem structure for restart purposes

fem0=fem;

% Plot solution

```
postplot(fem,'tridata',{'T-
273','cont','internal','unit','K'},'trimap','jet(1024)','arrowdata',{'u','v'},'arrowxspacing',30,'arrowyspacing',30
,'arrowscale',1.8,'arrowtype','arrow','arrowstyle','proportional','arrowcolor',[1.0,1.0,1.0],'solnum','end','title'
,'Time=2565 Surface: T-273 [K] Arrow: Velocity field','axis',[-
0.09509397226151164,0.038579064633213846,-0.00756398757105429,0.08756018598681052]);
```

Valor de cocción medio

I1=postint(fem,'2*pi*r*(10^((T-273-100)/33))','unit','m^3','dl',[2],'solnum','all');

V=postint(fem,'2*pi*r','unit','m^3','dl',[2],'solnum','end');

C=I1/V;

CC=trapz(fem.sol.tlist,C)/60

APÉNDICE D

Códigos en lenguaje Matlab empleados para resolver el modelo matemático desarrollado para el procesamiento térmico de conservas sólidas (ver Capítulo 8).

Obtención de la geometría del frasco

clear all,clc,close all

A=imread('frasco.jpg');

AG=rgb2gray(A);

imshow(AG)

AG2=imadjust(AG,stretchlim(AG),[0 1]);

imshow(AG2)

Af=medfilt2(AG2); % filtra, uno del tantos

imshow(Af),axis equal % muestra las imágenes

imhist(Af),axis equal % muestra las imagenes

Af2=im2bw(Af,200/256); % saque el numero de los histogramas

imshow(Af2),axis equal % muestra las imágenes

[c,r]=flim2curve(Af2,{'',[1]},'KeepFrac',0.05); %

geomplot(c),axis equal % muestra las imágenes

imshow(A),hold on,geomplot(c,'Edgecolor','r','Labelcolor','r'),axis equal,axis off%,axis equal

Código en lenguaje Matlab generado por COMSOL 3.2 para predecir la distribución y evolución de temperaturas en alimentos sólidos durante el procesamiento térmico.

```
% COMSOL Multiphysics Model M-file
% Generated by COMSOL 3.2 (COMSOL 3.2.0.222, $Date: 2005/09/01 18:02:30 $)

fclear fem

% COMSOL version
clear vrsn
vrsn.name = 'COMSOL 3.2';
vrsn.ext = '';
vrsn.major = 0;
vrsn.build = 222;
vrsn.rcs = '$Name: $';
vrsn.date = '$Date: 2005/09/01 18:02:30 $';
fem.version = vrsn;

% Geometry
carr={curve2([0,-0.6],[0,0],[1,1]), ...
      curve2([-0.6,-0.6],[0,0.6],[1,1]), ...
      curve2([-0.6,-0.4,0],[0.6,0.8,0],[1,0.707106781186548,1])};
g1=geomcoerce('solid',carr);
clear g1
carr={curve2([0,-0.1],[0,0],[1,1])};
g3=geomcoerce('curve',carr);

Application mode 1 %%% Transferencia de calor por conducción

clear appl
appl.mode.class = 'HeatTransfer';
appl.assignsuffix = '_ht';
clear bnd
bnd.type = {'T','cont'};
bnd.T0 = {'Tempex660(t)',0};
bnd.ind = [1,1,1,1,1,1,2,2,2,2,2,1,1,1,1,1,2,2,2,1,1,1,1,1,2,2,2,2,2,1,1,2,2,2,1,1,1,1,1,1];
appl.bnd = bnd;
clear equ
equ.C = {28.76,2279.93};
equ.init = 17.4;
equ.shape = 1;
```

```
equ.k = {1.1,0.337};
equ.rho = {6400,1200};
equ.ind = [1,2];
appl.equ = equ;
fem.appl{1} = appl;
fem.border = 1;
fem.outform = 'general';
clear units;
units.basesystem = 'SI';
fem.units = units;
xfem.fem{2} = fem;
postplot(xfem,'slicedata',{'T','cont','internal','unit','K'},'slicedlim',[20
115],'slicexspacing',3,'sliceyspacing',0,
'slicezspacing',0,'slicemap','jet(1024)','solnum',101,'title','Time=1500 Slice: Temperature [K]','grid','on',
'campos',[0.5162838166058352,0.4453563657685237,-0.6908557820629304],
'camtarget',[0,0.06930000334978104,0],'camup',[0.2824317093609003,0.9152974864350996,0.2871634
393042904],'camva',11.13439331608138);
```

Valor de cocción medio

```
I1=postint(fem,'10^((T-100)/33)','unit','m^3','dl',[2],'geomnum',2,'solnum','all');
V=postint(fem,'1','unit','m^3','dl',[2],'geomnum',2,'solnum','end');
C=I1/V;
CC=trapz(fem.sol.tlist,C)/60
```

Valor de cocción superficial

```
I3=postint(fem,'10^((T-100)/33)','unit','m^2',
'dl',[7,8,9,10,11,12,13,14,15,16,17,18,19,20,21,22,23,24,25,26,33,34,35,36,37,38,43,44,45,46,47,48,49,50
,51,52,53,54,56,57,58,59,61,62,63,64,66,67,72,73,74,75], ...
'edim',2,'geomnum',2,'solnum','all');
S=postint(fem,'1','unit','m^2',
'dl',[7,8,9,10,11,12,13,14,15,16,17,18,19,20,21,22,23,24,25,26,33,34,35,36,37,38,43,44,45,46,47,48,49,50
,51,52,53,54,56,57,58,59,61,62,63,64,66,67,72,73,74,75],'edim',2,'geomnum',2,'solnum','end');
C=I3/S;
CC=trapz(fem.sol.tlist,C)/60
```